

АНАЛИЗ ТОЧНОСТИ

моделирования технологических процессов
с помощью программного продукта
«МиР ПиА Процесс+», версия 3.3.3

СОДЕРЖАНИЕ

	Введение	4
1.	Моделирование фазового состояния и теплофизических свойств химических веществ и их смесей	4
1.1.	Моделирование свойств воды и водяного пара с помощью модели состояния и свойств IAPWS-IF97	5
1.2.	Моделирование фазового состояния и свойств индивидуальных углеводородов и их смесей с помощью уравнения состояния Пенга-Робинсона	6
1.2.1.	<i>Индивидуальные углеводороды</i>	6
1.2.2.	<i>Смеси углеводородов</i>	15
1.2.3.	Смеси углеводородов при наличии метанола	23
1.3.	Моделирование фазового состояния и свойств неидеальных смесей с помощью модели состояния и свойств NRTL	26
1.4.	Моделирование свойств влажного воздуха	30
1.5.	Моделирование свойств дымовых газов	33
1.6.	Моделирование фазового состояния и свойств смесей углеводородов при наличии гликолей	36
1.6.1.	Двухфазное равновесие	36
1.6.2.	Трехфазное равновесие	41
1.7.	Моделирование фазового состояния и свойств смесей с помощью модели состояния и свойств Амины	48
1.8.	Моделирование фракционного состава нефтей и нефтепродуктов	50
1.8.1.	<i>Свойства псевдокомпонентов</i>	50
1.8.2.	<i>Задание разгонок</i>	54
1.8.3.	<i>Пересчет между различными типами разгонок</i>	60
1.8.4.	<i>Содержание компонентов в нефтяных фракциях</i>	64
1.9.	Моделирование гидратообразования	67
1.9.1.	Гидратообразование без ингибиторов	67
1.9.2.	Гидратообразование с ингибиторами	70
2.	Моделирование технологического оборудования	74
2.1.	Сепараторы	75
2.2.	Колонны	79
2.3.	Теплообменное оборудование	87
2.3.1.	<i>Простой теплообменник</i>	87
2.3.2.	<i>Кожухотрубчатый теплообменник</i>	91
2.3.3.	<i>Испаритель с паровым пространством</i>	104
2.3.4.	Аппарат воздушного охлаждения	107
2.4.	Простой компрессор	113
2.5.	Простой детандер	115
2.6.	Простой насос	117
2.7.	Трубопроводы	119
2.7.1.	<i>Прямые трубы круглого сечения</i>	119
2.8.	Химические реакторы	127
2.8.1.	<i>Равновесный реактор</i>	127
2.9.	Аппараты огневого нагрева	128
2.9.1.	Расчет процесса горения	128
3.	Точность моделирования технологических процессов	131
3.1.	Процессы газодифракционирования	132
3.1.1.	<i>Деазтанизация</i>	132
3.1.2.	<i>Депропанация</i>	134
3.1.3.	<i>Стабилизация газового конденсата</i>	136
3.2.	Процессы сбора и подготовки нефти	138

3.2.1. Подготовка нефти	138
3.2.2. Отдувка нефти	141
3.3. Подготовка газа	143
3.3.1. Осушка газа гликолями	143
3.3.2. Контур циркуляции этиленгликоля для борьбы с гидратообразованием	148
3.3.3. Контур циркуляции метанола для борьбы с гидратообразованием	150
3.4. Переработка нефти	152
3.4.1. Атмосферная перегонка нефти	152
3.4.2. Стабилизация дизельного топлива	157
3.5. Работа с воздухом	160
3.5.2. Ректификация воздуха	160
Заключение	162
Список литературы	163

Цветом выделены новые разделы, добавленные в последней версии обзора.

Введение

Данный документ посвящен анализу точности моделирования различных технологических процессов и установок в программном продукте «МиР ПиА Процесс+».

Целью создания данного документа является ознакомление специалистов с возможностями данного программного продукта для анализа целесообразности его использования в расчетной практике.

Для оценки точности было использовано сравнение результатов, полученных с помощью программного продукта «МиР ПиА Процесс+», с имеющимися данными из других источников при одинаковых исходных данных. Следует понимать, что все представленные данные за исключением экспериментальных не могут считаться полностью достоверными, так как являются результатами теоретических расчетов, полученных с теми или иными упрощениями и допущениями.

Следует особо отметить тот факт, что точность моделирования определяется, прежде всего, не самими программным продуктом и алгоритмами, а теми методиками расчета, которые были использованы для решения тех или иных задач. Большая часть результатов, представленных в этом документе, были получены с использованием теплофизических моделей, настроенных по умолчанию. В этой связи при изменении тех или иных настроек программного продукта результаты моделирования могут быть существенно другими.

Набор представленных результатов моделирования, безусловно, не охватывает весь спектр возможностей программного продукта «МиР ПиА Процесс+». В нем отражены лишь некоторые типовые вопросы, характерные для производственных процессов.

Все расчеты были получены с использованием стандартных моделей состояния и свойств, имеющихся в программном продукте «МиР ПиА Процесс+», без использования каких-либо «подгоняющих» коэффициентов.

Во всех случаях давление абсолютное.

Дополнительную информацию о программном продукте «МиР ПиА Процесс+» можно получить на сайте <http://mirpia.ru>, на Youtube-канале «**МиР ПиА Самара**», а также на Rutube-канале «**МиР ПиА**».

1. Моделирование фазового состояния и теплофизических свойств химических веществ и их смесей

В основе расчета большинства технологических процессов и оборудования лежат данные по фазовому состоянию и теплофизическим свойствам технологических сред. В этой связи в данном разделе проводится анализ точности их моделирования в программном продукте «МиР ПиА Процесс+».

Насколько это возможно, анализ точности в данном разделе базируется на сравнении результатов моделирования с экспериментальными данными, представленными в справочной литературе.

1.1. Моделирование свойств воды и водяного пара с помощью модели состояния и свойств IAPWS-IF97

Сравнение расчетных и экспериментальных значений свойств воды и водяного пара представлено, в основном, для линии насыщения, так как это позволяет учесть влияние на них как температуры, так и давления.

В расчетной модели, созданной в программном продукте «МиР ПиА Процесс+», моделировалось парожидкостное равновесие при пяти фиксированных значениях давления, в результате которых были найдены расчетные значения температур кипения, представленные в таблице 1.1. Для этих же условий были вычислены значения плотности, теплоты парообразования, теплоемкости, теплопроводности, вязкости, а также поверхностного натяжения (см. таблицы 1.2 – 1.11). Некоторые значения теплоемкостей фаз были вычислены при других условиях, соответствующих условиям в справочнике [1].

Значения теплоты парообразования и теплоемкостей определялись на основании энтальпий пара и жидкости, однако сравнение самих значений энтальпий не приводится из-за разности температур, принятых для нулевых значений энтальпии.

Соответствующий расчетный файл для программного продукта «МиР ПиА Процесс+» под названием «Сравнение_IAPWS_IF97.pia» содержится в дистрибутиве программы (см. рис.1.1).

Исходя из анализа представленных данных, можно сделать вывод о хорошем согласовании расчетных и экспериментальных значений, что свидетельствует о точности моделирования свойств воды и водяного пара в программном продукте «МиР ПиА Процесс+».

Таблица 1.1. Сравнение экспериментальных значений [1] и результатов расчета давления насыщенного водяного пара, полученных с помощью программного продукта «МиР ПиА Процесс+».

Давление, бар	Значение, °С		Погрешность, °С
	Эксперимент	Расчет	
0,023368	20	19,983	-0,017
0,12335	50	49,973	-0,027
1,01325	100	99,974	-0,026
15,551	200	200,013	0,013
85,917	300	300,033	0,033

Таблица 1.2. Сравнение экспериментальных значений [1] и результатов расчета плотности водяного пара, полученных с помощью программного продукта «МиР ПиА Процесс+».

Давление, бар	Температура, °С	Значение, кг/м ³		Погрешность, %
		Эксперимент	Расчет	
0,023368	20	0,017	0,017	-1,7
0,12335	50	0,083	0,083	0,2
1,01325	100	0,597	0,598	0,1
15,551	200	7,865	7,862	0,0
85,917	300	46,253	46,187	-0,1

Таблица 1.3. Сравнение экспериментальных значений [1] и результатов расчета плотности жидкой воды, полученных с помощью программного продукта «МиР ПиА Процесс+».

Давление, бар	Температура, °С	Значение, кг/м ³		Погрешность, %
		Эксперимент	Расчет	
0,023368	20	998,3	998,2	-0,01
0,12335	50	988,0	988,0	0,00
1,01325	100	958,1	958,4	0,03
15,551	200	864,7	864,7	0,00
85,917	300	712,2	712,1	-0,02

Таблица 1.4. Сравнение экспериментальных значений [1] и результатов расчета теплоты парообразования воды, полученных с помощью программного продукта «МиР ПиА Процесс+».

Давление, бар	Температура, °С	Значение, кДж/кг		Погрешность, %
		Эксперимент	Расчет	
0,023368	20	2453,8	2453,7	0,0
0,12335	50	2382,5	2382,2	0,0
1,01325	100	2257,2	2256,7	0,0
15,551	200	1939,0	1939,5	0,0
85,917	300	1403,0	1404,6	0,1

Таблица 1.5. Сравнение экспериментальных значений [1] и результатов расчета теплоемкости водяного пара, полученных с помощью программного продукта «МиР ПиА Процесс+».

Давление, бар	Температура, °С	Значение, кДж/кг·К		Погрешность, %
		Эксперимент	Расчет	
0,023368	20	–	–	–
0,12335	50	1,929	1,948	1,0
1,01325	100	2,038	2,077	1,9
10	200	2,433	2,429	-0,2
80	300	5,310	5,282	-0,5

Таблица 1.6. Сравнение экспериментальных значений [1] и результатов расчета теплоемкости жидкой воды, полученных с помощью программного продукта «МиР ПиА Процесс+».

Давление, бар	Температура, °С	Значение, кДж/кг·К		Погрешность, %
		Эксперимент	Расчет	
0,023368	20	–	–	–
0,12335	50	4,181	4,180	0,0
1,01325	100	4,214	4,217	0,1
20	200	4,494	4,491	-0,1
100	300	5,700	5,680	-0,4

Таблица 1.7. Сравнение экспериментальных значений [1] и результатов расчета теплопроводности водяного пара, полученных с помощью программного продукта «МиР ПиА Процесс+».

Давление, бар	Температура, °С	Значение, Вт/м·К		Погрешность, %
		Эксперимент	Расчет	
0,023368	20	0,0188	0,0181	-3,7
0,12335	50	0,0209	0,0203	-2,9
1,01325	100	0,0248	0,0246	-0,8
10	200	0,0375	0,0383	2,1
80	300	0,0719	0,0676	-6,0

Таблица 1.8. Сравнение экспериментальных значений [1] и результатов расчета теплопроводности жидкой воды, полученных с помощью программного продукта «МиР ПиА Процесс+».

Давление, бар	Температура, °С	Значение, Вт/м·К		Погрешность, %
		Эксперимент	Расчет	
0,023368	20	0,602	0,598	-0,7
0,12335	50	0,643	0,641	-0,3
1,01325	100	0,680	0,677	-0,4
15,551	200	0,664	0,659	-0,8
85,917	300	0,540	0,546	1,1

Таблица 1.9. Сравнение экспериментальных значений [1] и результатов расчета вязкости водяного пара, полученных с помощью программного продукта «МиР ПиА Процесс+».

Давление, бар	Температура, °С	Значение, мПа·с		Погрешность, %
		Эксперимент	Расчет	
0,023368	20	0,0089	0,0095	7,3
0,12335	50	0,0100	0,0105	5,0
1,01325	100	0,0121	0,0122	1,0
15,551	200	0,0157	0,0157	0,0
85,917	300	0,0198	0,0196	-1,0

Таблица 1.10. Сравнение экспериментальных значений [1] и результатов расчета вязкости жидкой воды, полученных с помощью программного продукта «МиР ПиА Процесс+».

Давление, бар	Температура, °С	Значение, мПа·с		Погрешность, %
		Эксперимент	Расчет	
0,023368	20	1,0015	1,0020	0,0
0,12335	50	0,5440	0,5470	0,6
1,01325	100	0,2790	0,2820	1,1
15,551	200	0,1338	0,1350	0,9
85,917	300	0,0901	0,0860	-4,6

Таблица 1.11. Сравнение экспериментальных значений [1] и результатов расчета поверхностного натяжения жидкой воды, полученных с помощью программного продукта «МиР ПиА Процесс+».

Давление, бар	Температура, °С	Значение, мН/м		Погрешность, %
		Эксперимент	Расчет	
0,023368	20	72,880	72,739	-0,2
0,12335	50	67,770	67,948	0,3
1,01325	100	58,910	58,917	0,0
15,551	200	37,770	37,672	-0,3
85,917	300	14,290	14,352	0,4

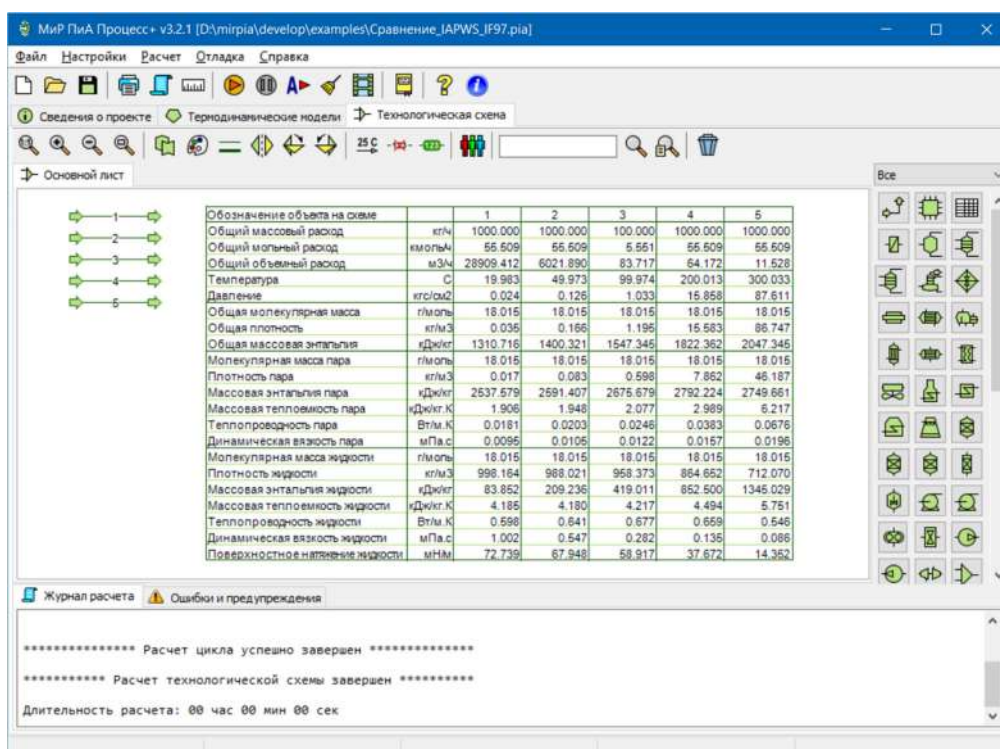


Рис.1.1. Расчетная модель для анализа точности прогнозирования свойств воды и водяного пара.

1.2. Моделирование фазового состояния и свойств индивидуальных углеводородов и их смесей с помощью уравнения состояния Пенга-Робинсона

1.2.1. Индивидуальные углеводороды

Для проведения сравнительного анализа были выбраны несколько индивидуальных углеводородов. Сравнение расчетных и экспериментальных значений свойств углеводородов представлено, в основном, для линии насыщения, так как это позволяет учесть влияние на них как температуры, так и давления.

В расчетной модели, созданной в программном продукте «МиР ПиА Процесс+», моделировалось парожидкостное равновесие при пяти фиксированных значениях давления, в результате которых были найдены расчетные значения температур кипения, плотности, теплоты парообразования, теплоемкости, теплопроводности, вязкости, а также поверхностного натяжения при условии их наличия в справочнике [1] (см. таблицы 1.2.1 – 1.2.26). Некоторые значения свойств фаз были вычислены при других условиях, соответствующих условиям в справочнике [1].

Значения теплоты парообразования и теплоемкостей определялись на основании энтальпий пара и жидкости, однако сравнение самих значений энтальпий не приводится из-за разности температур, принятых для нулевых значений энтальпии.

Соответствующие расчетные файлы для программного продукта «МиР ПиА Процесс+» под названиями «Сравнение_XXXX.pia», где XXXX – название химического вещества, содержатся в дистрибутиве программы (см. рис.1.2.1). При настройке модели состояния и свойств «Пенг-Робинсон» был выбран расчет плотности жидкости проводился по чистым веществам.

Исходя из анализа представленных данных, можно сделать вывод о хорошем согласовании расчетных и экспериментальных значений, что свидетельствует о точности моделирования свойств углеводородов в программном продукте «МиР ПиА Процесс+».

Обозначение объекта на схеме		1	2	3	4	5
Общий массовый расход	кг/ч	1000.000	1000.000	1000.000	1000.000	1000.000
Общий мольный расход	кмоль/ч	8.754	8.754	8.754	8.754	8.754
Общий объемный расход	м ³ /ч	115356.979	7611.634	1146.141	283.141	157.269
Температура	С	-22.519	18.922	59.678	99.896	120.517
Давление	кгс/см ²	0.001	0.014	0.107	0.477	0.894
Общая молекулярная масса	г/моль	114.230	114.230	114.230	114.230	114.230
Общая плотность	кг/м ³	0.009	0.131	0.872	3.532	6.369
Общая массовая энтальпия	кДж/кг	67.663	141.004	220.360	305.980	352.320
Молекулярная масса пара	г/моль	114.230	114.230	114.230	114.230	114.230
Плотность пара	кг/м ³	0.004	0.066	0.437	1.771	3.196
Массовая энтальпия пара	кДж/кг	256.523	320.375	390.089	465.300	505.706
Массовая теплоемкость пара	кДж/кг.К	1.450	1.636	1.817	1.997	2.090
Теплопроводность пара	Вт/м.К	0.0085	0.0113	0.0145	0.0179	0.0198
Динамическая вязкость пара	мПа.с	0.0046	0.0054	0.0061	0.0068	0.0072
Молекулярная масса жидкости	г/моль	114.230	114.230	114.230	114.230	114.230
Плотность жидкости	кг/м ³	734.311	703.290	670.900	636.253	617.275
Массовая энтальпия жидкости	кДж/кг	-121.397	-38.368	50.632	146.661	198.935
Массовая теплоемкость жидкости	кДж/кг.К	1.913	2.095	2.263	2.480	2.587
Теплопроводность жидкости	Вт/м.К	0.142	0.129	0.118	0.106	0.100
Динамическая вязкость жидкости	мПа.с	1.056	0.567	0.368	0.260	0.220
Поверхностное натяжение жидкости	мН/м	26.010	21.900	18.005	14.294	12.461

Рис.1.2.1. Пример расчетной модели для анализа точности прогнозирования свойств углеводородов.

а) Метан

Таблица 1.2.1. Сравнение экспериментальных значений [1] и результатов расчета давления насыщенного пара метана, полученных с помощью программного продукта «МиР ПиА Процесс+».

Давление, бар	Значение, °С		Погрешность, °С
	Эксперимент	Расчет	
0,34	-173	-173,352	-0,352
1,92	-153	-153,193	-0,193
6,375	-133	-133,374	-0,374
15,88	-113	-113,405	-0,405
32,88	-93	-93,344	-0,344

Таблица 1.2.2. Сравнение экспериментальных значений [1] и результатов расчета плотности пара метана, полученных с помощью программного продукта «МиР ПиА Процесс+».

Давление, бар	Температура, °С	Значение, кг/м ³		Погрешность, %
		Эксперимент	Расчет	
0,34	-173	0,666	0,667	0,2
1,92	-153	3,263	3,262	0,0
6,375	-133	10,029	10,102	0,7
15,88	-113	25,025	25,596	2,3
32,88	-93	59,137	63,404	7,2

Таблица 1.2.3. Сравнение экспериментальных значений [1] и результатов расчета плотности жидкого метана, полученных с помощью программного продукта «МиР ПиА Процесс+».

Давление, бар	Температура, °С	Значение, кг/м ³		Погрешность, %
		Эксперимент	Расчет	
0,34	-173	440,3	440,77	0,10
1,92	-153	412,0	411,751	-0,07
6,375	-133	379,8	379,197	-0,16
15,88	-113	339,3	339,19	-0,04
32,88	-93	271,9	280,526	3,18

Таблица 1.2.4. Сравнение экспериментальных значений [1] и результатов расчета теплоты парообразования метана, полученных с помощью программного продукта «МиР ПиА Процесс+».

Давление, бар	Температура, °С	Значение, кДж/кг		Погрешность, %
		Эксперимент	Расчет	
0,34	-173	531,0	530,5	-0,1
1,92	-153	494,8	496,0	0,2
6,375	-133	445,3	447,3	0,4
15,88	-113	376,2	371,1	-1,3
32,88	-93	247,8	233,7	-5,7

Таблица 1.2.5. Сравнение экспериментальных значений [1] и результатов расчета теплопроводности пара метана, полученных в программном продукте «МиР ПиА Процесс+».

Давление, бар	Температура, °С	Значение, Вт/м·К		Погрешность, %
		Эксперимент	Расчет	
1	-20	0,0279	0,0283	1,4
1	0	0,0304	0,0314	3,3
1	40	0,0360	0,0378	5,0
1	120	0,0482	0,0509	5,6
1	200	0,0620	0,0645	4,0

б) Бутан

Таблица 1.2.10. Сравнение экспериментальных значений [1] и результатов расчета давления насыщенного пара бутана, полученных с помощью программного продукта «МиР ПиА Процесс+».

Давление, бар	Значение, °С		Погрешность, °С
	Эксперимент	Расчет	
0,002	-100	-101,123	-0,123
1,032	0	-0,021	0,021
4,96	50	50,066	0,066
15,29	100	99,823	-0,177
36,73	150	149,888	-0,112

Таблица 1.2.11. Сравнение экспериментальных значений [1] и результатов расчета плотности жидкого бутана, полученных с помощью программного продукта «МиР ПиА Процесс+».

Давление, бар	Температура, °С	Значение, кг/м ³		Погрешность, %
		Эксперимент	Расчет	
0,095	-50	651,100	649,974	-0,17
0,283	-30	631,700	630,415	-0,20
1,489	10	590,200	589,440	-0,13
2,841	30	567,300	568,279	0,17
4,966	50	542,600	546,882	0,79

Таблица 1.2.12. Сравнение экспериментальных значений [1] и результатов расчета теплопроводности пара бутана, полученных в программном продукте «МиР ПиА Процесс+».

Давление, бар	Температура, °С	Значение, Вт/м·К		Погрешность, %
		Эксперимент	Расчет	
1	0	0,0131	0,0138	5,3
1	60	0,0199	0,0200	0,5
1	100	0,0249	0,0247	-0,8
1	140	0,0301	0,0298	-1,0
1	200	0,0384	0,0383	-0,3

Таблица 1.2.13. Сравнение экспериментальных значений [1] и результатов расчета теплопроводности жидкого бутана, полученных в программном продукте «МиР ПиА Процесс+».

Давление, бар	Температура, °С	Значение, Вт/м·К		Погрешность, %
		Эксперимент	Расчет	
10	60	0,094	0,093	-1,1
20	80	0,089	0,086	-3,4
20	100	0,084	0,079	-6,0
40	120	0,079	0,073	-7,6
40	140	0,068	0,067	-1,5

Таблица 1.2.14. Сравнение экспериментальных значений [1] и результатов расчета вязкости пара бутана, полученных с помощью программного продукта «МиР ПиА Процесс+».

Давление, бар	Температура, °С	Значение, мПа·с		Погрешность, %
		Эксперимент	Расчет	
1	0	0,00682	0,00690	1,2
1	50	0,00814	0,00810	-0,5
1	100	0,00947	0,00940	-0,7
1	150	0,01070	0,01050	-1,9
1	400	0,01650	0,01590	-3,6

Таблица 1.2.15. Сравнение экспериментальных значений [1] и результатов расчета вязкости жидкого бутана, полученных с помощью программного продукта «МиР ПиА Процесс+».

Давление, бар	Температура, °C	Значение, мПа·с		Погрешность, %
		Эксперимент	Расчет	
0,025	-70	0,4600	0,4620	0,4
0,095	-50	0,3550	0,3500	-1,4
0,283	-30	0,2800	0,2810	0,4
0,698	-10	0,2270	0,2330	2,6
1,036	0	0,2070	0,2130	2,9

Таблица 1.2.16. Сравнение экспериментальных значений [1] и результатов расчета поверхностного натяжения жидкого бутана, полученных с помощью программного продукта «МиР ПиА Процесс+».

Давление, бар	Температура, °C	Значение, мН/м		Погрешность, %
		Эксперимент	Расчет	
0,002	-100	27,200	26,130	-3,9
0,011	-80	24,600	23,806	-3,2
0,050	-60	22,100	21,267	-3,8
0,169	-40	19,650	18,785	-4,4
0,283	-30	18,430	17,584	-4,6

в) Октан

Таблица 1.2.17. Сравнение экспериментальных значений [1] и результатов расчета давления насыщенного пара октана, полученных с помощью программного продукта «МиР ПиА Процесс+».

Давление, мм.рт.ст.	Значение, °С		Погрешность, °С
	Эксперимент	Расчет	
0,593	-20	-22,519	-2,519
10,46	20	18,922	-1,078
78,67	60	59,578	-0,422
351,22	100	99,896	-0,104
647,60	120	120,517	0,517

Таблица 1.2.18. Сравнение экспериментальных значений [1] и результатов расчета плотности пара октана, полученных с помощью программного продукта «МиР ПиА Процесс+».

Давление, бар	Температура, °С	Значение, кг/м ³		Погрешность, %
		Эксперимент	Расчет	
0,593	-20	–	–	–
10,46	20	–	–	–
78,67	60	0,4	0,437	9,2
351,22	100	1,7	1,771	4,2
647,60	120	3,247	3,197	-1,5

Таблица 1.2.19. Сравнение экспериментальных значений [1] и результатов расчета плотности жидкого октана, полученных с помощью программного продукта «МиР ПиА Процесс+».

Давление, бар	Температура, °С	Значение, кг/м ³		Погрешность, %
		Эксперимент	Расчет	
0,593	-20	–	–	–
10,46	20	702,2	703,290	0,2
78,67	60	669,4	670,900	0,2
351,22	100	635,1	636,253	0,2
647,60	120	616,8	617,275	0,1

Таблица 1.2.20. Сравнение экспериментальных значений [1] и результатов расчета теплоты парообразования октана, полученных с помощью программного продукта «МиР ПиА Процесс+».

Давление, бар	Температура, °С	Значение, кДж/кг		Погрешность, %
		Эксперимент	Расчет	
0,593	-20	380,9	377,920	-0,8
10,46	20	365,5	358,743	-1,8
78,67	60	345,7	339,458	-1,8
351,22	100	320,4	318,639	-0,5
647,60	120	306,8	306,771	0,0

Таблица 1.2.21. Сравнение экспериментальных значений [1] и результатов расчета теплоемкости жидкого октана, полученных с помощью программного продукта «МиР ПиА Процесс+».

Давление, бар	Температура, °С	Значение, кДж/кг·К		Погрешность, %
		Эксперимент	Расчет	
0,593	-20	2,08	1,913	-8,0
10,46	20	2,205	2,095	-5,0
78,67	60	–	–	–
351,22	100	–	–	–
647,60	120	–	–	–

Таблица 1.2.22. Сравнение экспериментальных значений [1] и результатов расчета теплопроводности пара октана, полученных в программном продукте «МиР ПиА Процесс+».

Давление, бар	Температура, °С	Значение, Вт/м·К		Погрешность, %
		Эксперимент	Расчет	
1	140	0,0214	0,0217	1,4
1	180	0,0258	0,0257	-0,4
1	220	0,0304	0,0300	-1,3
1	260	0,0352	0,0346	-1,7
1	300	0,0402	0,0396	-1,5

Таблица 1.2.23. Сравнение экспериментальных значений [1] и результатов расчета теплопроводности жидкого октана, полученных в программном продукте «МиР ПиА Процесс+».

Давление, бар	Температура, °С	Значение, Вт/м·К		Погрешность, %
		Эксперимент	Расчет	
0,593	-20	0,142	0,142	0,0
10,46	20	0,132	0,129	-2,3
78,67	60	0,121	0,118	-2,5
351,22	100	0,111	0,106	-4,5
647,60	120	0,106	0,100	-5,7

Таблица 1.2.24. Сравнение экспериментальных значений [1] и результатов расчета вязкости пара октана, полученных с помощью программного продукта «МиР ПиА Процесс+».

Давление, бар	Температура, °С	Значение, мПа·с		Погрешность, %
		Эксперимент	Расчет	
1	150	0,00777	0,0077	-0,9
1	175	0,00821	0,0081	-1,3
1	200	0,00867	0,0086	-0,8
1	225	0,00915	0,0090	-1,6
1	250	0,00961	0,0095	-1,1

Таблица 1.2.25. Сравнение экспериментальных значений [1] и результатов расчета вязкости жидкого октана, полученных с помощью программного продукта «МиР ПиА Процесс+».

Давление, бар	Температура, °С	Значение, мПа·с		Погрешность, %
		Эксперимент	Расчет	
0,593	-20	0,967	1,056	9,2
10,46	20	0,546	0,567	3,8
78,67	60	0,356	0,368	3,4
351,22	100	0,256	0,260	1,6
647,60	120	0,214	0,220	2,8

Таблица 1.2.26. Сравнение экспериментальных значений [1] и результатов расчета поверхностного натяжения жидкого октана, полученных с помощью программного продукта «МиР ПиА Процесс+».

Давление, бар	Температура, °С	Значение, мН/м		Погрешность, %
		Эксперимент	Расчет	
0,593	-20	25,55	26,010	1,8
10,46	20	21,76	21,900	0,6
78,67	60	17,82	18,005	1,0
351,22	100	14,13	14,294	1,2
647,60	120	12,39	12,461	0,6

1.2.2. Смеси углеводородов

Для проведения сравнительного анализа парожидкостного равновесия были выбраны несколько бинарных смесей углеводородов, данные по которым имеются в справочной литературе [2, 3].

В указанных литературных источниках данные по фазовому равновесию представлены в виде X-Y диаграмм с соответствующими значениями температуры и давления насыщения. Для проведения сравнения экспериментальных данных и результатов расчетов, полученных с помощью программного продукта «МиР ПиА Процесс+» и его аналогов был использован следующий подход. Для каждой точки сравнения состав суммарной смеси, подлежащей расчету, устанавливался равным составу жидкой фазы из справочной литературы. Давление потока устанавливалось равным давлению, указанному в литературе. Затем задавалось, что поток находится в точке кипения. В результате расчета определялись температура кипения и равновесный состав паровой фазы, которые и участвовали в сравнении.

Пример соответствующей расчетной модели, созданной в программном продукте «МиР ПиА Процесс+», представлен на рисунке 1.2.2.

Соответствующие расчетные файлы для программного продукта «МиР ПиА Процесс+» под названиями «Сравнение_XXXX.pia», где XXXX – названия пар химических веществ, содержатся в дистрибутиве программы. При настройке термодинамики была использована модель состояния и свойств «Пенг-Робинсон» без изменений.

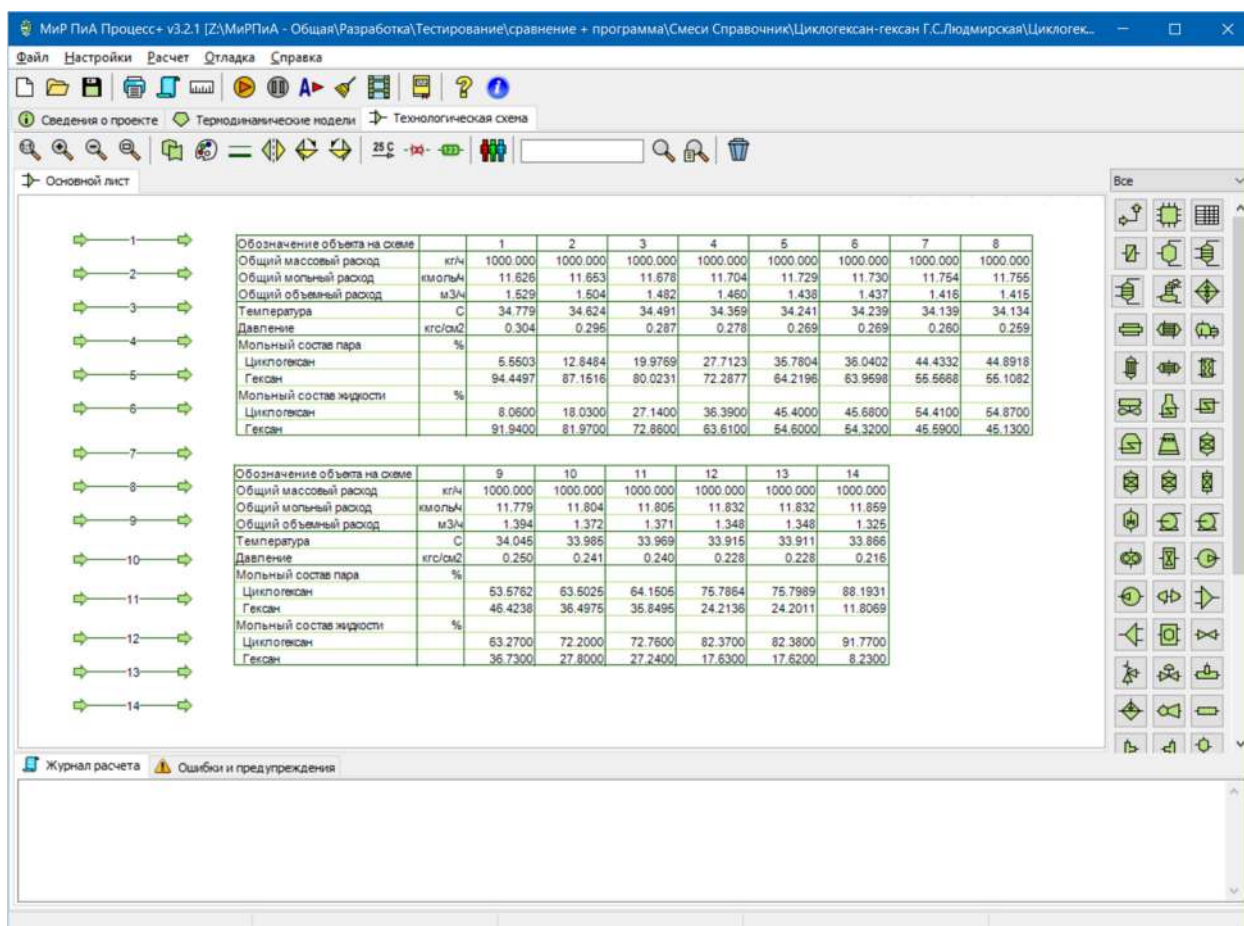


Рис.1.2.2. Пример расчетной модели для анализа точности моделирования фазового равновесия в бинарных системах.

Сравнение результатов моделирования фазового равновесия в некоторых бинарных системах, полученное с помощью программного продукта «МиР ПиА Процесс+» и его аналогов со справочными данными представлены в таблицах 1.2.27 – 1.2.40. Для наглядного графического отображения одно из сравнений представлено на рисунке 1.2.3.

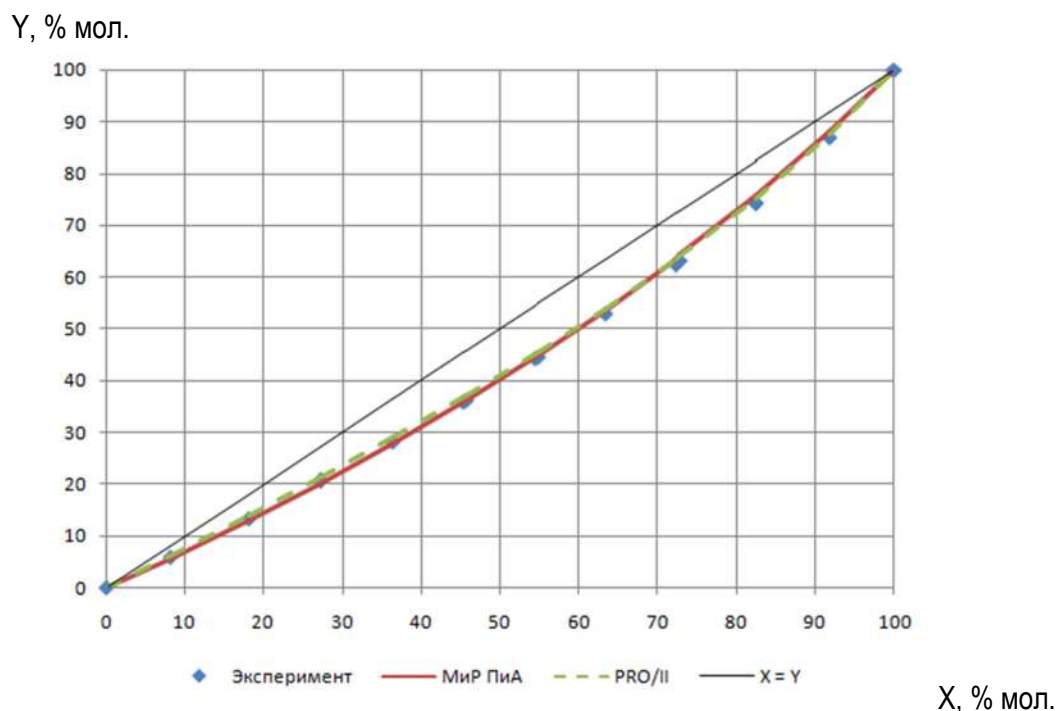


Рис.1.2.3. X-Y диаграмма фазового равновесия для системы «Циклогексан-Гексан».

Исходя из анализа представленных данных, можно сделать вывод о хорошем согласовании расчетных и экспериментальных значений, что свидетельствует о точности моделирования свойств углеводородов в программном продукте «МиР ПиА Процесс+».

Также, исходя из сравнительного анализа, можно сделать вывод о том, что точность моделирования программного продукта «МиР ПиА Процесс+» сравнима с точностью моделирования его аналогов.

а) Циклогексан – Гексан

Таблица 1.2.27. Сравнение экспериментальных значений [3] и результатов расчета фазового равновесия, полученных с помощью программного продукта «МиР ПиА Процесс+» для бинарной системы «Циклогексан-Гексан».

Давление, мм.рт.ст	Состав жидкости X, %	Темп. кипения, °С		Погреш- ность, °С	Состав пара Y, %		Погреш- ность, %
		Эксперим.	Расчет		Эксперим.	Расчет	
223,894	8,06	35	34,8	-0,2	5,88	5,55	-5,6
217,173	18,03	35	34,5	-0,5	13,39	12,85	-4,0
210,903	27,14	35	34,5	-0,5	20,53	20,00	-2,3
204,34	36,39	35	34,4	-0,6	28,11	27,71	-1,4
197,769	45,40	35	34,2	-0,8	35,91	35,78	-0,4
197,574	45,68	35	34,2	-0,8	36,16	36,04	-0,3
191,026	54,41	35	34,1	-0,9	44,18	44,43	0,6
190,674	54,87	35	34,1	-0,9	44,62	44,89	0,6
184,088	63,27	35	34,0	-1,0	52,87	53,58	1,3
176,903	72,20	35	34,0	-1,0	62,31	63,50	1,9
176,347	72,76	35	34,0	-1,0	62,95	64,15	1,9
168,022	82,37	35	33,9	-1,1	74,26	75,79	2,1
167,984	82,38	35	33,9	-1,1	74,29	75,80	2,0
159,089	91,77	35	33,9	-1,1	86,94	88,19	1,4

Таблица 1.2.28. Сравнение экспериментальных значений [3] и результатов расчета фазового равновесия, полученных с помощью программного продукта «PRO/II» для бинарной системы «Циклогексан-Гексан».

Давление, мм.рт.ст	Состав жидкости X, %	Темп. кипения, °С		Погрешность, °С	Состав пара Y, %		Погрешность, %
		Эксперим.	Расчет		Эксперим.	Расчет	
223,894	8,06	35	34,9	-0,1	5,88	6,1	3,7
217,173	18,03	35	34,8	-0,2	13,39	13,8	3,1
210,903	27,14	35	34,7	-0,3	20,53	21,2	3,3
204,34	36,39	35	34,6	-0,4	28,11	28,9	2,8
197,769	45,40	35	34,6	-0,4	35,91	36,8	2,5
197,574	45,68	35	34,6	-0,4	36,16	37,0	2,3
191,026	54,41	35	34,5	-0,5	44,18	45,1	2,1
190,674	54,87	35	34,5	-0,5	44,62	45,5	2,0
184,088	63,27	35	34,4	-0,6	52,87	53,8	1,8
176,903	72,20	35	34,3	-0,7	62,31	63,3	1,6
176,347	72,76	35	34,3	-0,7	62,95	63,9	1,5
168,022	82,37	35	34,2	-0,8	74,26	75,2	1,2
167,984	82,38	35	34,2	-0,8	74,29	75,2	1,2
159,089	91,77	35	34,0	-1,0	86,94	87,6	0,8

б) Гептан – Изооктан

Таблица 1.2.29. Сравнение экспериментальных значений [2] и результатов расчета фазового равновесия, полученных с помощью программного продукта «МиР ПиА Процесс+» для бинарной системы «Гептан-Изооктан».

Давление, мм.рт.ст	Состав жидкости X, %	Темп. кипения, °С		Погрешность, °С	Состав пара Y, %		Погрешность, %
		Эксперим.	Расчет		Эксперим.	Расчет	
760	0,0	99,2	99,32	0,12	0,0	0,0	0
760	20,0	99,01	99,10	0,09	20,6	20,4	-1
760	35,0	98,73	98,94	0,21	52,5*	35,6	-32,2*
760	51,7	98,87	98,78	-0,09	55,7	52,3	-6,1
760	66,0	98,60	98,66	0,06	66,7	66,6	-0,1
760	81,0	98,50	98,55	0,05	81,6	81,4	-0,2
760	100	100,0	98,42	-1,58	100	100	0

Таблица 1.2.30. Сравнение экспериментальных значений [2] и результатов расчета фазового равновесия, полученных с помощью программного продукта «PRO/II» для бинарной системы «Гептан-Изооктан».

Давление, мм.рт.ст	Состав жидкости X, %	Темп. кипения, °С		Погрешность, °С	Состав пара Y, %		Погрешность, %
		Эксперим.	Расчет		Эксперим.	Расчет	
760	0,0	99,2	99,23	0,03	0,0	0,0	0
760	20,0	99,01	99,03	0,02	20,6	20,4	-1
760	35,0	98,73	98,89	0,16	52,5*	35,5	-32,4*
760	51,7	98,87	98,75	-0,12	55,7	52,2	-6,3
760	66,0	98,60	98,65	0,05	66,7	66,4	-0,4
760	81,0	98,50	98,55	0,05	81,6	81,3	-0,4
760	100	100,0	98,44	-1,56	100	100	0

* – в таблицах 1.2.29, 1.2.30 в справочной литературе, вероятно, присутствует опечатка.

в) Пентан – Гексан

Таблица 1.2.31. Сравнение экспериментальных значений [2] и результатов расчета фазового равновесия, полученных с помощью программного продукта «МиР ПиА Процесс+» для бинарной системы «Пентан-Гексан».

Давление, мм.рт.ст	Состав жидкости X, %	Темп. кипения, °С		Погрешность, °С	Состав пара Y, %		Погрешность, %
		Эксперим.	Расчет		Эксперим.	Расчет	
750	0,0	68,2	68,5	0,3	0,0	0,0	0,0
750	8,8	64,2	64,1	-0,1	18,8	20,2	7,4
750	10,8	63,1	63,1	0,0	23,1	24,2	4,8
750	31,0	54,5	54,7	0,2	53,9	55,2	2,4
750	40,0	51,0	51,5	0,5	65,0	65,0	0,0
750	52,2	47,5	47,6	0,1	75,0	75,7	0,9

Таблица 1.2.32. Сравнение экспериментальных значений [2] и результатов расчета фазового равновесия, полученных с помощью программного продукта «PRO/II» для бинарной системы «Пентан-Гексан».

Давление, мм.рт.ст	Состав жидкости X, %	Темп. кипения, °С		Погрешность, °С	Состав пара Y, %		Погрешность, %
		Эксперим.	Расчет		Эксперим.	Расчет	
750	0,0	68,2	68,5	0,3	0,0	0,0	0,0
750	8,8	64,2	64,1	-0,1	18,8	20,1	6,9
750	10,8	63,1	63,2	0,1	23,1	24,1	4,3
750	31,0	54,5	54,8	0,3	53,9	55,2	2,4
750	40,0	51,0	51,6	0,6	65,0	65,0	0,0
750	52,2	47,5	47,7	0,2	75,0	75,6	0,8

г) Октан – Этилциклогексан

Таблица 1.2.33. Сравнение экспериментальных значений [2] и результатов расчета фазового равновесия, полученных с помощью программного продукта «МиР ПиА Процесс+» для бинарной системы «Октан-Этилциклогексан».

Давление, мм.рт.ст	Состав жидкости X, %	Темп. кипения, °С		Погрешность, °С	Состав пара Y, %		Погрешность, %
		Эксперим.	Расчет		Эксперим.	Расчет	
760	11,9	131,2	130,3	-0,9	14,3	13,7	-4,2
760	19,2	130,9	129,8	-1,1	22,0	21,8	-0,9
760	28,6	130,05	129,2	-0,85	31,5	31,9	1,3
760	38,8	129,35	128,5	-0,85	42,4	42,6	0,5
760	48,9	128,75	128,0	-0,75	52,5	52,8	0,6
760	58,9	128,0	127,4	-0,6	62,3	62,6	0,5
760	68,9	127,4	127,0	-0,4	71,5	72,1	0,8
760	78,5	126,9	126,5	-0,4	80,6	81,0	0,5
760	89,4	126,3	126,1	-0,2	90,2	90,8	0,7

Таблица 1.2.34. Сравнение экспериментальных значений [2] и результатов расчета фазового равновесия, полученных с помощью программного продукта «PRO/II» для бинарной системы «Октан-Этилциклогексан».

Давление, мм.рт.ст	Состав жидкости X, %	Темп. кипения, °С		Погрешность, °С	Состав пара Y, %		Погрешность, %
		Эксп.	Расчет		Эксперим.	Расчет	
760	11,9	131,2	130,1	-1,1	14,3	13,8	-3,5
760	19,2	130,9	129,8	-1,1	22,0	22,0	0
760	28,6	130,05	129,2	-0,85	31,5	31,9	1,3
760	38,8	129,35	128,6	-0,75	42,4	42,4	0
760	48,9	128,75	128,0	-0,75	52,5	52,4	-0,2
760	58,9	128,0	127,5	-0,5	62,3	62,1	-0,3
760	68,9	127,4	127,0	-0,4	71,5	71,5	0
760	78,5	126,9	126,6	-0,3	80,6	80,4	-0,2
760	89,4	126,3	126,1	-0,2	90,2	90,4	0,2

д) Метан – Этан

Таблица 1.2.35. Сравнение экспериментальных значений [2] и результатов расчета фазового равновесия, полученных с помощью программного продукта «МиР ПиА Процесс+» для бинарной системы «Метан-Этан».

Давление, атм	Состав жидкости X, %	Темп. кипения, °С		Погрешность, °С	Состав пара Y, %		Погрешность, %
		Эксперим.	Расчет		Эксперим.	Расчет	
5	1,7	-60	-58,5	1,5	25,8	20,2	-21,7
5	4,0	-70	-72,9	-2,9	50,0	56,3	12,6
5	7,0	-80	-76,0	4,0	65,7	62,0	-5,6
5	10,5	-90	-85,5	4,5	77,0	76,4	-0,8
5	14,6	-100	-94,3	5,7	85,6	85,7	0,1
5	21,3	-110	-104,7	5,3	91,4	94,1	-2,9
5	32,9	-120	-115,8	4,2	95,7	97,7	2,1
5	56,0	-130	-127,2	2,8	98,7	99,4	0,7
10	2,5	-40	-38,7	1,3	19,4	18,6	-4,1
10	6,0	-50	-48,5	1,5	40,9	40,9	0,0
10	9,6	-60	-57,9	2,1	57,4	58,0	1,0
10	13,6	-70	-67,2	2,8	70,1	71,3	1,7
10	18,2	-80	-76,2	3,8	81,0	81,0	0,0
10	23,9	-90	-85,0	5	89,0	88	-1,1
10	30,9	-100	-93,3	6,7	95,1	92,7	-2,5
10	43,8	-110	-103,7	6,3	97,5	96,5	-1,0
10	69,5	-120	-115,3	4,7	99,4	99,0	-0,4
15	0,9	-20	-19,8	0,2	4,2	5,2	23,8
15	4,6	-30	-28,9	1,1	26,4	25,4	-3,8

Таблица 1.2.36. Сравнение экспериментальных значений [2] и результатов расчета фазового равновесия, полученных с помощью программного продукта «PRO/II» для бинарной системы «Метан-Этан».

Давление, атм	Состав жидкости X, %	Темп. кипения, °С		Погрешность, °С	Состав пара Y, %		Погрешность, %
		Эксперим.	Расчет		Эксперим.	Расчет	
5	1,7	-60	-59,2	0,8	25,8	19,8	-23,3
5	4,0	-70	-67,1	2,9	50,0	41,4	-17,2
5	7,0	-80	-76,4	3,6	65,7	61,4	-6,5
5	10,5	-90	-85,7	4,3	77,0	75,8	-1,6
5	14,6	-100	-94,4	5,6	85,6	85,3	-0,4
5	21,3	-110	-104,8	5,2	91,4	92,6	1,3
5	32,9	-120	-116,0	4	95,7	97,0	1,4
5	56,0	-130	-127,6	2,4	98,7	99,2	0,5
10	2,5	-40	-39,7	0,3	19,4	18,7	-3,6
10	6,0	-50	-49,3	0,7	40,9	40,7	-0,5
10	9,6	-60	-58,5	1,5	57,4	57,7	0,5
10	13,6	-70	-67,7	2,3	70,1	71,0	1,3
10	18,2	-80	-76,5	3,5	81,0	80,7	-0,4
10	23,9	-90	-85,4	4,6	89,0	87,9	-1,2
10	30,9	-100	-93,6	6,4	95,1	92,6	-2,6
10	43,8	-110	-104,1	5,9	97,5	96,6	-0,9
10	69,5	-120	-116,0	4,0	99,4	99,0	-0,4
15	0,9	-20	-21,1	-1,1	4,2	5,2	23,8
15	4,6	-30	-30,0	0,0	26,4	25,4	-3,8

е) Бензол – Метилциклопентан

Таблица 1.2.37. Сравнение экспериментальных значений [3] и результатов расчета фазового равновесия, полученных с помощью программного продукта «МиР ПиА Процесс+» для бинарной системы «Бензол-Метилциклопентан».

Давление, мм.рт.ст	Состав жидкости X, %	Темп. кипения, °С		Погрешность, °С	Состав пара Y, %		Погрешность, %
		Эксперим.	Расчет		Эксперим.	Расчет	
138,17	11,26	25	24,7	-0,3	11,36	8,14	-28,3
137,86	20,72	25	25,2	0,2	19,64	15,44	-21,4
137,04	28,41	25	25,5	0,5	25,77	21,72	-15,7
135,03	38,50	25	25,7	0,7	33,31	30,46	-8,6
132,65	47,96	25	26,0	1,0	40,16	39,21	-2,4
132,04	49,32	25	26,0	1,0	41,14	40,51	-1,5
130,08	54,88	25	26,0	1,0	45,21	45,98	1,7
129,12	57,48	25	26,0	1,0	47,16	48,62	3,1
127,65	60,58	25	26,0	1,0	49,53	51,82	4,6
124,04	68,08	25	26,0	1,0	55,63	59,88	7,6
118,19	77,57	25	25,7	0,7	64,55	70,75	9,3
113,25	83,93	25	25,4	0,4	71,78	78,5	9,4

Таблица 1.2.38. Сравнение экспериментальных значений [3] и результатов расчета фазового равновесия, полученных с помощью программного продукта «PRO/II» для бинарной системы «Бензол-Метилциклопентан».

Давление, мм.рт.ст	Состав жидкости X, %	Темп. кипения, °С		Погрешность, °С	Состав пара Y, %		Погрешность, %
		Эксперим.	Расчет		Эксперим.	Расчет	
138,17	11,26	25	25,0	0,0	11,36	9,1	-19,9
137,86	20,72	25	25,4	0,4	19,64	16,9	-14,0
137,04	28,41	25	25,7	0,7	25,77	23,3	-9,6
135,03	38,50	25	25,9	0,9	33,31	31,9	-4,2
132,65	47,96	25	26,1	1,1	40,16	40,3	0,3
132,04	49,32	25	26,1	1,1	41,14	41,5	0,9
130,08	54,88	25	26,1	1,1	45,21	46,6	3,1
129,12	57,48	25	26,2	1,2	47,16	49,1	4,1
127,65	60,58	25	26,2	1,2	49,53	52,1	5,2
124,04	68,08	25	26,1	1,1	55,63	59,6	7,1
118,19	77,57	25	25,8	0,8	64,55	69,9	8,3
113,25	83,93	25	25,5	0,5	71,78	77,5	8,0

ж) Бензол – Циклогексан

Таблица 1.2.39. Сравнение экспериментальных значений [3] и результатов расчета фазового равновесия, полученных с помощью программного продукта «МиР ПиА Процесс+» для бинарной системы «Бензол-Циклогексан».

Давление, мм.рт.ст	Состав жидкости X, %	Темп. кипения, °С		Погрешность, °С	Состав пара Y, %		Погрешность, %
		Эксперим.	Расчет		Эксперим.	Расчет	
344,692	13,00	55,05	55,68	0,63	16,77	13,0	-22,5
354,030	23,67	55,05	56,33	1,28	27,79	23,7	-14,7
359,461	32,65	55,05	56,69	1,64	35,99	32,7	-9,1
361,988	40,09	55,05	56,84	1,79	42,31	40,1	-5,2
363,061	43,66	55,05	56,91	1,86	45,24	43,7	-3,4
363,503	47,01	55,05	56,93	1,88	47,95	47,1	-1,8
363,503	47,87	55,05	56,93	1,88	48,65	47,9	-1,5
363,818	52,09	55,05	56,94	1,89	52,03	52,1	0,1
363,713	53,38	55,05	56,93	1,88	53,06	53,4	0,6
363,263	57,31	55,05	56,89	1,84	56,22	57,4	2,1
363,068	59,06	55,05	56,88	1,83	57,64	59,1	2,5
360,953	66,83	55,05	56,72	1,67	64,01	66,9	4,5
357,308	74,52	55,05	56,46	1,41	70,73	74,6	5,5
342,442	84,01	55,05	55,32	0,27	79,87	84,0	5,2
340,776	92,02	55,05	55,26	0,21	88,99	92,0	3,4

Таблица 1.2.40. Сравнение экспериментальных значений [3] и результатов расчета фазового равновесия, полученных с помощью программного продукта «PRO/II» для бинарной системы «Бензол-Циклогексан».

Давление, мм.рт.ст	Состав жидкости X, %	Темп. кипения, °C		Погреш- ность, °C	Состав пара Y, %		Погреш- ность, %
		Эксперим.	Расчет		Эксперим.	Расчет	
344,692	13,00	55,05	54,48	-0,57	16,77	16,6	-1
354,030	23,67	55,05	54,48	-0,57	27,79	27,8	0,0
359,461	32,65	55,05	54,49	-0,56	35,99	36,1	0,3
361,988	40,09	55,05	54,46	-0,59	42,31	42,4	0,2
363,061	43,66	55,05	54,47	-0,58	45,24	45,4	0,4
363,503	47,01	55,05	54,46	-0,59	47,95	48,1	0,3
363,503	47,87	55,05	54,45	-0,60	48,65	48,8	0,3
363,818	52,09	55,05	54,46	-0,59	52,03	52,2	0,3
363,713	53,38	55,05	54,45	-0,60	53,06	53,2	0,3
363,263	57,31	55,05	54,43	-0,62	56,22	56,4	0,3
363,068	59,06	55,05	54,44	-0,61	57,64	57,8	0,3
360,953	66,83	55,05	54,42	-0,63	64,01	64,2	0,3
357,308	74,52	55,05	54,42	-0,63	70,73	70,9	0,2
342,442	84,01	55,05	53,78	-1,27	79,87	80,0	0,2
340,776	92,02	55,05	54,37	-0,68	88,99	89,0	0,0

1.2.3. Смеси углеводородов при наличии метанола

Для проведения сравнительного анализа парожидкостного равновесия были выбраны несколько смесей углеводородов, данные по которым имеются в справочной литературе [8].

Пример соответствующей расчетной модели, созданной в программном продукте «МиР ПиА Процесс+», представлен на рисунке 1.2.4. Соответствующий расчетный файл для программного продукта «МиР ПиА Процесс+» под названием «Трехфазное_равновесие_с_метанолом.pia». При настройке термодинамики была использована модель состояния и свойств «Пенг-Робинсон-NRTL» без изменений.

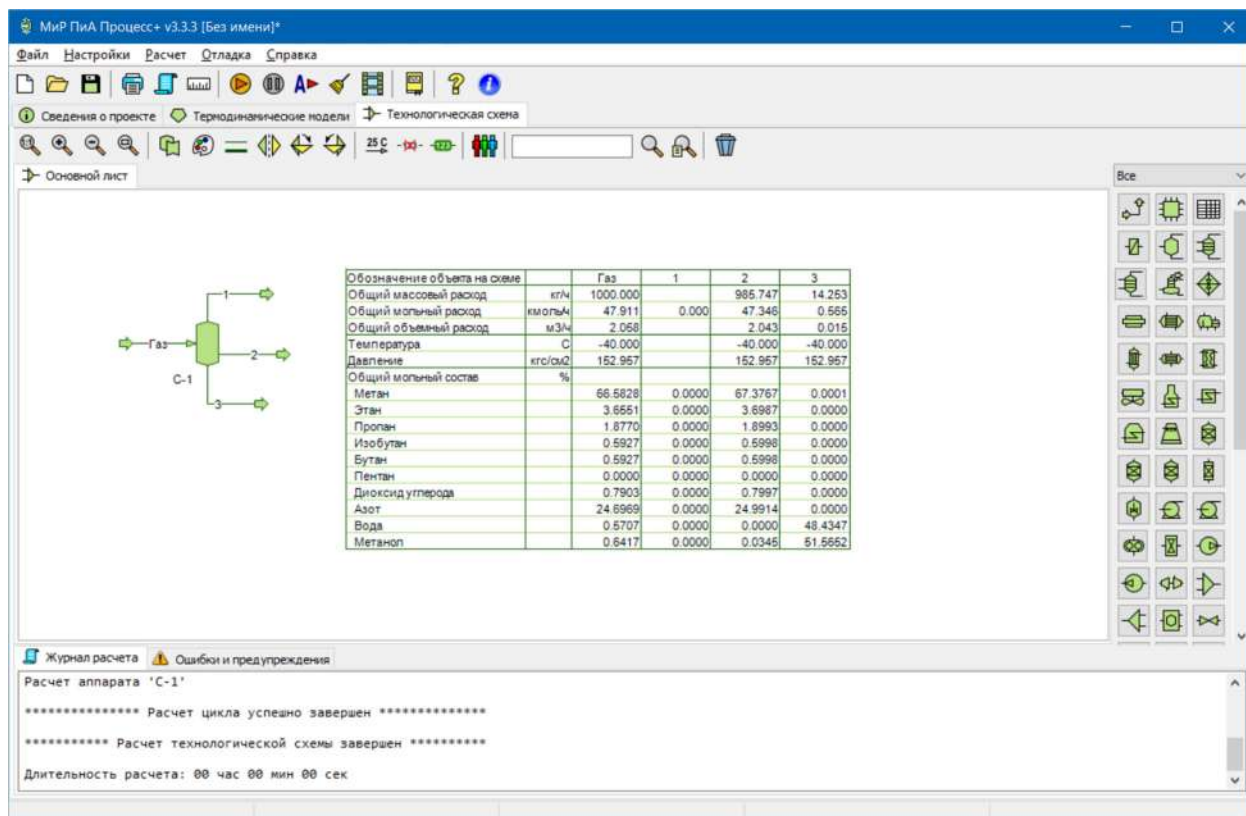


Рис.1.2.4. Пример расчетной модели для анализа точности моделирования фазового равновесия в углеводородных системах при наличии метанола.

Сравнение результатов моделирования фазового равновесия, полученное с помощью программного продукта «МиР ПиА Процесс+» и его аналогов представлены в таблицах 1.2.41 – 1.2.44.

Таблица 1.2.41. Химический состав газа D.

Вещество	% масс.	Вещество	% масс.
Метан	85,9769	Пентан	0,7761
Этан	6,4376	Азот	0,6368
Пропан	3,5521	Вода	0,3208
Изобутан	0,9850	Метанол	0,1804
Бутан	1,1343	–	–

Таблица 1.2.42. Результаты сравнения расчета трехфазного равновесия для состава газа D.

Параметр	Ед. изм.	МиР ПиА	HYSYS	Отклоне- ние, %	PRO/II	Отклоне- ние, %
Температура 0 °С, давление 6,0 МПа						
Расход углеводородного газа	кг/ч	974,8	975,4	-0,1	–	–
Расход углеводородного конденсата	кг/ч	19,74	19,58	0,8	–	–
Расход водного раствора метанола	кг/ч	5,42	4,99	8,3	–	–
Содержание метанола в растворе	% масс.	32,59	28,70	3,89	–	–
Температура -60 °С, давление 0,2 МПа						
Расход углеводородного газа	кг/ч	944,8	949,5	-0,5	–	–
Расход углеводородного конденсата	кг/ч	49,67	44,67	10,6	–	–
Расход водного раствора метанола	кг/ч	5,529	5,827	-5,2	–	–
Содержание метанола в растворе	% масс.	32,84	34,94	-2,10	–	–
Температура -30 °С, давление 1,4 МПа						
Расход углеводородного газа	кг/ч	932,6	935,7	-0,3	–	–
Расход углеводородного конденсата	кг/ч	61,78	58,68	5,1	–	–
Расход водного раствора метанола	кг/ч	5,580	5,591	-0,2	–	–
Содержание метанола в растворе	% масс.	33,38	33,21	0,17	–	–

Таблица 1.2.43. Химический состав газа 6К.

Вещество	% масс.	Вещество	% масс.
Метан	66,5828	Диоксид углерода	0,7903
Этан	3,6551	Азот	24,6969
Пропан	1,8770	Вода	0,5707
Изобутан	0,5927	Метанол	0,6417
Бутан	0,5927	–	–

Таблица 1.2.44. Результаты сравнения расчета трехфазного равновесия для состава газа 6К.

Параметр	Ед. изм.	МиР ПиА	HYSYS	Отклоне- ние, %	PRO/II	Отклоне- ние, %
Температура -30 °С, давление 1,0 МПа						
Расход углеводородного газа	кг/ч	985,9	985,6	0,0	–	–
Расход углеводородного конденсата	кг/ч	0,00	14,36	-100,0	–	–
Расход водного раствора метанола	кг/ч	14,10	0,00	100,0	–	–
Содержание метанола в растворе	% масс.	51,39	51,54	-0,15	–	–
Температура -30 °С, давление 0,3 МПа						
Расход углеводородного газа	кг/ч	987,4	986,8	0,1	–	–
Расход углеводородного конденсата	кг/ч	0,00	0,00	0,0	–	–
Расход водного раствора метанола	кг/ч	12,64	13,20	-4,3	–	–
Содержание метанола в растворе	% масс.	47,75	49,29	-1,54	–	–
Температура -40 °С, давление 15,0 МПа						
Расход углеводородного газа	кг/ч	0,00	0,00	0,0	–	–
Расход углеводородного конденсата	кг/ч	985,7	985,0	0,1	–	–
Расход водного раствора метанола	кг/ч	14,25	15,03	-5,3	–	–
Содержание метанола в растворе	% масс.	51,57	51,34	0,23	–	–

1.3. Моделирование фазового состояния и свойств неидеальных смесей с помощью модели состояния и свойств NRTL

Для проведения сравнительного анализа парожидкостного равновесия были выбраны несколько бинарных смесей химических веществ, данные по которым имеются в справочной литературе [2, 3].

В указанных литературных источниках данные по фазовому равновесию представлены в виде X-Y диаграмм с соответствующими значениями температуры и давления насыщения. Для проведения сравнения экспериментальных данных и результатов расчетов, полученных с помощью программного продукта «МиР ПиА Процесс+» и его аналогов был использован следующий подход. Для каждой точки сравнения состав суммарной смеси, подлежащей расчету, устанавливался равным составу жидкой фазы из справочной литературы. Давление потока устанавливалось равным давлению, указанному в литературе. Затем задавалось, что поток находится в точке кипения. В результате расчета определялись температура кипения и равновесный состав паровой фазы, которые и участвовали в сравнении.

Пример соответствующей расчетной модели, созданной в программном продукте «МиР ПиА Процесс+», представлен на рисунке 1.3.1.

Соответствующие расчетные файлы для программного продукта «МиР ПиА Процесс+» под названиями «Сравнение_XXXX.ria», где XXXX – названия пар химических веществ, содержатся в дистрибутиве программы. При настройке термодинамики была использована модель состояния и свойств «NRTL» без изменений.

Результаты сравнительного анализа, позволяющие сделать вывод о точности моделирования, представлены в таблицах 1.3.1 – 1.3.8.

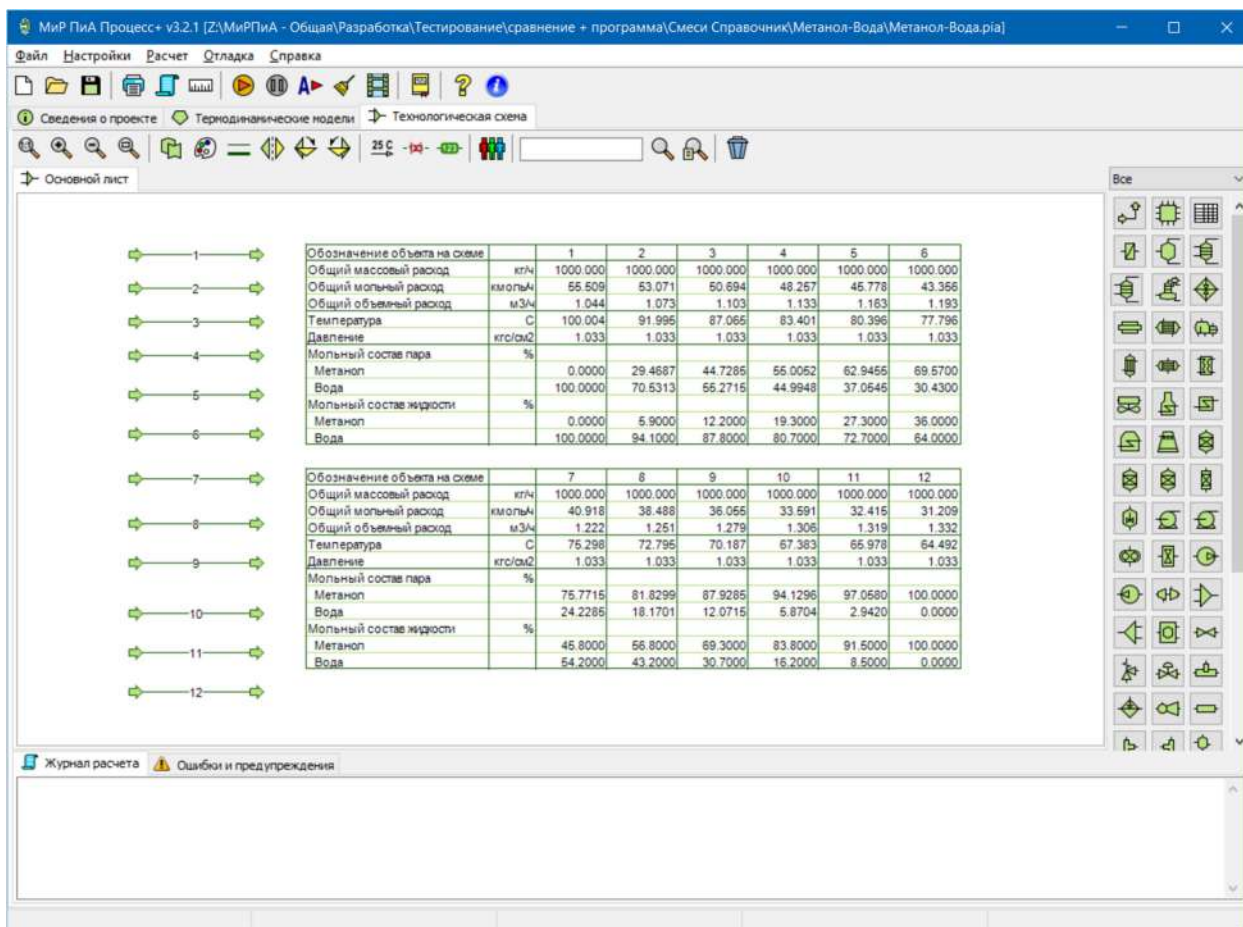


Рис.1.3.1. Пример расчетной модели для анализа точности моделирования фазового равновесия в бинарных системах.

а) Метанол - вода

Таблица 1.3.1. Сравнение экспериментальных значений [2] и результатов расчета фазового равновесия, полученных с помощью программного продукта «МиР ПиА Процесс+» для бинарной системы «Метанол-Вода».

Давление, мм.рт.ст	Состав жидкости X, %	Темп.кипения, °С		Погрешность, °С	Состав пара Y, %		Погрешность, %
		Эксперим.	Расчет		Эксперим.	Расчет	
760	0,0	100,0	100,0	0,0	0,0	0,0	0,0
760	5,9	91,9	91,9	0,0	29,6	29,5	-0,3
760	12,2	86,2	87,1	0,9	46,5	44,7	-3,9
760	19,3	81,9	83,4	1,5	57,4	55,5	-3,3
760	27,3	78,8	80,4	1,6	65,4	63,0	-3,7
760	36,0	76,5	77,8	1,3	70,9	69,6	-1,8
760	45,8	74,4	75,3	0,9	76,3	75,8	-0,7
760	56,8	72,3	72,8	0,5	81,6	81,8	0,2
760	63,9	70,2	70,2	0,0	87,2	87,9	0,8
760	83,8	67,6	67,4	-0,2	93,1	94,1	1,1
760	91,5	66,2	66,0	-0,2	96,7	97,1	0,4
760	100	64,7	64,5	-0,2	100,0	100,0	0,0

Таблица 1.3.2. Сравнение экспериментальных значений [2] и результатов расчета фазового равновесия, полученных с помощью программного продукта «PRO/II» для бинарной системы «Метанол-Вода».

Давление, мм.рт.ст	Состав жидкости X, %	Темп.кипения, °С		Погрешность, °С	Состав пара Y, %		Погрешность, %
		Эксперим.	Расчет		Эксперим.	Расчет	
760	0,0	100,0	100,0	0,0	0,0	0,0	0,0
760	5,9	91,9	91,6	-0,3	29,6	30,5	3,0
760	12,2	86,2	86,2	0,0	46,5	46,7	0,4
760	19,3	81,9	82,1	0,2	57,4	57,4	0,0
760	27,3	78,8	79,0	0,2	65,4	65,2	-0,3
760	36,0	76,5	76,3	-0,3	70,9	71,4	0,7
760	45,8	74,4	73,9	-0,5	76,3	76,8	0,7
760	56,8	72,3	71,7	-0,6	81,6	82,0	0,5
760	63,9	70,2	70,4	0,2	87,2	85,2	-2,3
760	83,8	67,6	67,0	-0,6	93,1	93,4	0,3
760	91,5	66,2	65,8	-0,4	96,7	96,6	-0,1
760	100	64,7	64,5	-0,2	100,0	100,0	0,0

Таблица 1.3.3. Сравнение результатов моделирования свойств парообразной смеси метанола (15 %масс.) и воды при температуре 110 °С и давлении 1 кгс/см².

Параметр	Ед. изм.	МиР ПиА	HYSYS	Отклонение, %	PRO/II	Отклонение, %
Плотность	кг/м ³	0,594			0,594	0,0
Теплоемкость	кДж/кг·К	1,916			1,369	28,5
Теплопроводность	Вт/м·К	0,0251			0,0251	0,0
Вязкость	мПа·с	0,0128			0,0128	0,0

Таблица 1.3.4. Сравнение результатов моделирования свойств парообразной смеси метанола (30 %масс.) и воды при температуре 110 °С и давлении 1 кгс/см².

Параметр	Ед. изм.	МиР ПиА	HYSYS	Отклоне- ние, %	PRO/II	Отклоне- ние, %
Плотность	кг/м ³	0,638			0,638	0,0
Теплоемкость	кДж/кг·К	1,862			1,21	35,0
Теплопроводность	Вт/м·К	0,0249			0,0249	0,0
Вязкость	мПа·с	0,0128			0,0128	0,0

Таблица 1.3.5. Сравнение результатов моделирования свойств жидкой смеси метанола (15 %масс.) и воды при температуре 50 °С и давлении 1 кгс/см².

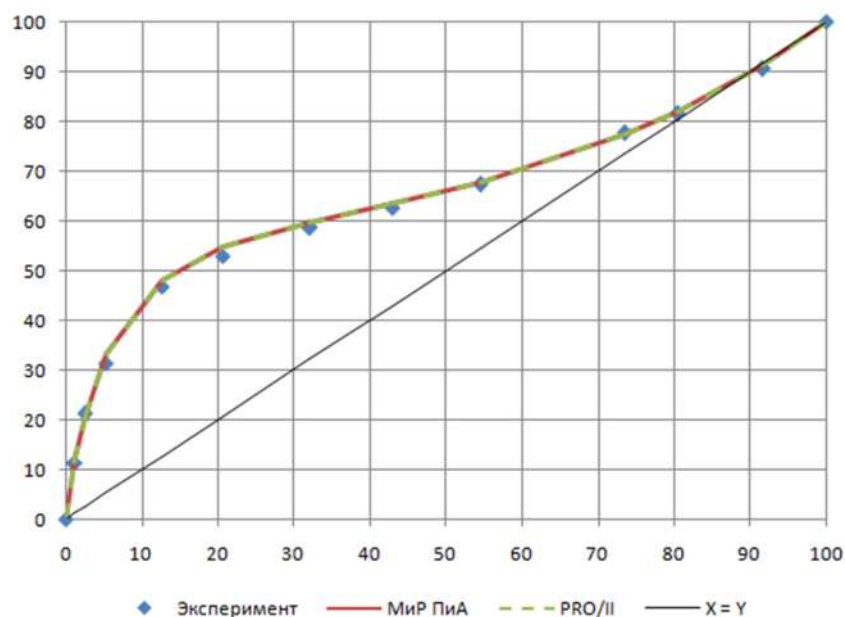
Параметр	Ед. изм.	МиР ПиА	HYSYS	Отклоне- ние, %	PRO/II	Отклоне- ние, %
Плотность	кг/м ³	944,4			944,4	0,0
Теплоемкость	кДж/кг·К	3,893			3,956	-1,6
Теплопроводность	Вт/м·К	0,585			0,404	30,9
Вязкость	мПа·с	0,513			0,543	-5,8
Поверхност. натяжение	мН/м	63,58			63,61	-0,05

Таблица 1.3.6. Сравнение результатов моделирования свойств жидкой смеси метанола (30 %масс.) и воды при температуре 50 °С и давлении 1 кгс/см².

Параметр	Ед. изм.	МиР ПиА	HYSYS	Отклоне- ние, %	PRO/II	Отклоне- ние, %
Плотность	кг/м ³	906,8			906,8	0,0
Теплоемкость	кДж/кг·К	3,872			3,735	3,5
Теплопроводность	Вт/м·К	0,526			0,320	39,0
Вязкость	мПа·с	0,498			0,525	-5,4
Поверхност. натяжение	мН/м	58,64			58,62	0,03

б) Этанол - вода

Y, % мол.



X, % мол.

Рис.1.3.2. X-Y диаграмма фазового равновесия для системы «Этанол-Вода».

Таблица 1.3.7. Сравнение экспериментальных значений [2] и результатов расчета фазового равновесия, полученных с помощью программного продукта «МиР ПИА Процесс+» для бинарной системы «Этанол-Вода».

Давление, мм.рт.ст	Состав жидкости X, %	Темп.кипения, °С		Погрешность, °С	Состав пара Y, %		Погрешность, %
		Эксперим.	Расчет		Эксперим.	Расчет	
760	0,00	100,0	100,0	0,0	0,0	0,000	0,000
760	1,18	96,9	96,9	0,0	11,3	11,506	0,206
760	2,46	93,8	94,3	0,5	21,2	20,518	-0,682
760	5,30	90,5	90,3	-0,2	31,4	33,349	1,949
760	12,6	85,4	85,1	-0,3	46,8	48,152	1,352
760	20,6	83,4	82,7	-0,7	53,0	54,800	1,800
760	32,1	81,4	81,0	-0,4	58,6	59,800	1,200
760	43,0	80,5	80,1	-0,4	62,6	63,504	0,904
760	54,5	79,5	79,3	-0,2	67,3	67,747	0,447
760	73,5	78,5	78,4	-0,1	77,6	77,359	-0,241
760	80,4	78,4	78,2	-0,2	81,5	82,008	0,508
760	91,7	78,3	78,1	-0,2	90,6	91,391	0,791
760	100,0	78,3	78,3	0,0	100,0	100,00	0,000

Таблица 1.3.8. Сравнение экспериментальных значений [2] и результатов расчета фазового равновесия, полученных с помощью программного продукта «PRO/II» для бинарной системы «Этанол-Вода».

Давление, мм.рт.ст	Состав жидкости X, %	Темп.кипения, °С		Погрешность, °С	Состав пара Y, %		Погрешность, %
		Эксперим.	Расчет		Эксперим.	Расчет	
760	0,00	100,0	100,0	0,0	0,0	0,000	0,000
760	1,18	96,9	96,9	0,0	11,3	11,502	0,202
760	2,46	93,8	94,3	0,5	21,2	20,514	-0,686
760	5,30	90,5	90,3	-0,2	31,4	33,346	1,946
760	12,6	85,4	85,1	-0,3	46,8	48,153	1,353
760	20,6	83,4	82,7	-0,7	53,0	54,815	1,815
760	32,1	81,4	81,0	-0,4	58,6	59,834	1,234
760	43,0	80,5	80,1	-0,4	62,6	63,506	0,906
760	54,5	79,5	79,3	-0,2	67,3	67,749	0,449
760	73,5	78,5	78,4	-0,1	77,6	77,360	-0,240
760	80,4	78,4	78,2	-0,2	81,5	82,010	0,510
760	91,7	78,3	78,1	-0,2	90,6	91,390	0,790
760	100,0	78,3	78,3	0,0	100,0	100,00	0,000

1.4. Моделирование свойств влажного воздуха

Данный раздел посвящен анализу точности расчетов, выполняемых в программном продукте «МиР ПиА Процесс+» с помощью модели состояния и свойств «Влажный воздух».

Для сухого воздуха в справочной литературе [1] представлен достаточно обширный набор данных по теплофизическим свойствам. В этой связи анализ точности расчетов проводился на основании сравнения с указанными справочными данными.

Для влажного воздуха уверенные экспериментальные данные в справочной литературе практически отсутствуют. В этой связи оценка точности их моделирования проводилась путем сравнения с аналогами программного продукта «МиР ПиА Процесс+».

Пример соответствующей расчетной модели, созданной в программном продукте «МиР ПиА Процесс+», представлен на рисунке 1.4.1.

Соответствующий расчетный файл для программного продукта «МиР ПиА Процесс+» под названием «Сравнение_влажный_воздух.ria» содержится в дистрибутиве программы. При настройке термодинамики была использована модель состояния и свойств «Влажный воздух» без изменений.

Результаты сравнительного анализа, позволяющие сделать вывод о точности моделирования, представлены в таблицах 1.4.1 – 1.4.6. Анализируя данные можно сделать вывод о хорошей точности моделирования теплофизических свойств воздуха в программном продукте «МиР ПиА Процесс+».

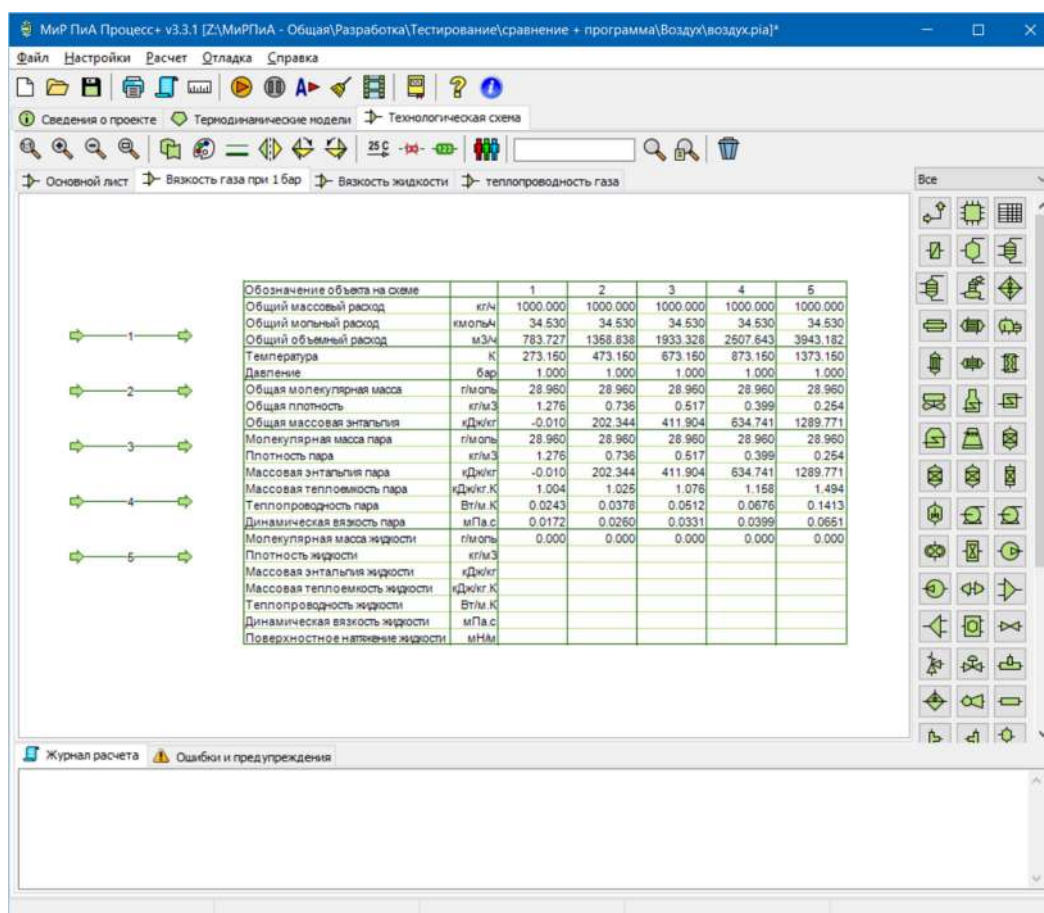


Рис.1.4.1. Пример расчетной модели для анализа точности моделирования свойств влажного воздуха.

Таблица 1.4.1. Сравнение экспериментальных значений [1] и результатов расчета теплопроводности сухого воздуха, полученных с помощью программного продукта «МиР ПиА Процесс+».

Давление, бар	Температура, К	Значение, Вт/м·К		Погрешность, %
		Эксперимент	Расчет	
1	100	0,0093	0,0102	-8,8
1	200	0,018	0,0187	-3,7
1	300	0,0262	0,262	0,0
1	500	0,0407	0,0396	2,7
1	1000	0,0667	0,0808	-17,4

Таблица 1.4.2. Сравнение экспериментальных значений [1] и результатов расчета вязкости сухого воздуха, полученных с помощью программного продукта «МиР ПиА Процесс+».

Давление, бар	Температура, °С	Значение, мПа·с		Погрешность, %
		Эксперимент	Расчет	
1	0	0,0171	0,0172	-0,6
1	200	0,026	0,026	0,0
1	400	0,033	0,0331	-0,3
1	600	0,0391	0,0399	-2,0
1	1100	0,0512	0,0651	-21,3

Таблица 1.4.3. Сравнение результатов моделирования свойств влажного воздуха при температуре 20 °С, давлении 1 кгс/см² и содержании воды 1 %масс.

Параметр	Ед. изм.	МиР ПиА	HYSYS	Отклоне- ние, %	PRO/II	Отклоне- ние, %
Плотность	кг/м ³	1,159	1,139	1,73	1,159	0,00
Теплоемкость	кДж/кг·К	1,013	1,001	1,18	1,012	0,10
Теплопроводность	Вт/м·К	0,0257	0,0244	5,06	0,0255	0,78
Вязкость	мПа·с	0,0182	0,0188	-3,30	0,0181	0,55

Таблица 1.4.4. Сравнение результатов моделирования свойств влажного воздуха при температуре 20 °С, давлении 1 кгс/см² и содержании воды 2 %масс.

Параметр	Ед. изм.	МиР ПиА	HYSYS	Отклоне- ние, %	PRO/II	Отклоне- ние, %
Плотность	кг/м ³	1,139	1,132	0,61	1,139	0,00
Теплоемкость	кДж/кг·К	1,014	1,01	0,39	1,012	0,20
Теплопроводность	Вт/м·К	0,0261	0,0243	6,90	0,0259	0,77
Вязкость	мПа·с	0,0184	0,0186	-1,09	0,0183	0,54

Таблица 1.4.5. Сравнение результатов моделирования свойств влажного воздуха при температуре 50 °С, давлении 1 кгс/см² и содержании воды 3 %масс.

Параметр	Ед. изм.	МиР ПиА	HYSYS	Отклоне- ние, %	PRO/II	Отклоне- ние, %
Плотность	кг/м ³	1,038	1,038	0,00	1,039	-0,10
Теплоемкость	кДж/кг·К	1,033	1,023	0,97	1,03	0,29
Теплопроводность	Вт/м·К	0,0278	0,0259	6,83	0,0275	1,08
Вязкость	мПа·с	0,0195	0,0196	-0,51	0,0193	1,03

Таблица 1.4.6. Сравнение результатов моделирования свойств влажного воздуха при температуре 50 °С , давлении 1 кгс/см² и содержании воды 8 %масс.

Параметр	Ед. изм.	МиР ПиА	HYSYS	Отклоне- ние, %	PRO/II	Отклоне- ние, %
Плотность	кг/м ³	1,008	1,009	-0,10	1,009	-0,10
Теплоемкость	кДж/кг·К	1,081	1,068	1,20	1,079	0,19
Теплопроводность	Вт/м·К	0,0277	0,0255	7,94	0,027	2,53
Вязкость	мПа·с	0,0193	0,0184	4,66	0,0187	3,11

1.5. Моделирование свойств дымовых газов

Данный раздел посвящен анализу точности расчетов, выполняемых в программном продукте «МиР ПиА Процесс+» с помощью модели состояния и свойств «Дымовые газы».

Для дымовых газов в справочной литературе [5] представлены некоторые данные по теплофизическим свойствам. В этой связи анализ точности расчетов проводился на основании сравнения с указанными справочными данными.

Для сравнения был выбран следующий состав дымовых газов (% мол.):

CO₂ – 13
H₂O – 11
N₂ – 76

Пример соответствующей расчетной модели, созданной в программном продукте «МиР ПиА Процесс+», представлен на рисунке 1.5.1.

Соответствующий расчетный файл для программного продукта «МиР ПиА Процесс+» под названием «Сравнение_дымовые_газы.ria» содержится в дистрибутиве программы. При настройке термодинамики была использована модель состояния и свойств «Дымовые газы» без изменений.

Результаты сравнительного анализа, позволяющие сделать вывод о точности моделирования, представлены в таблицах 1.5.1 – 1.5.4. Анализируя данные можно сделать вывод о хорошей точности моделирования теплофизических свойств дымовых газов в программном продукте «МиР ПиА Процесс+».

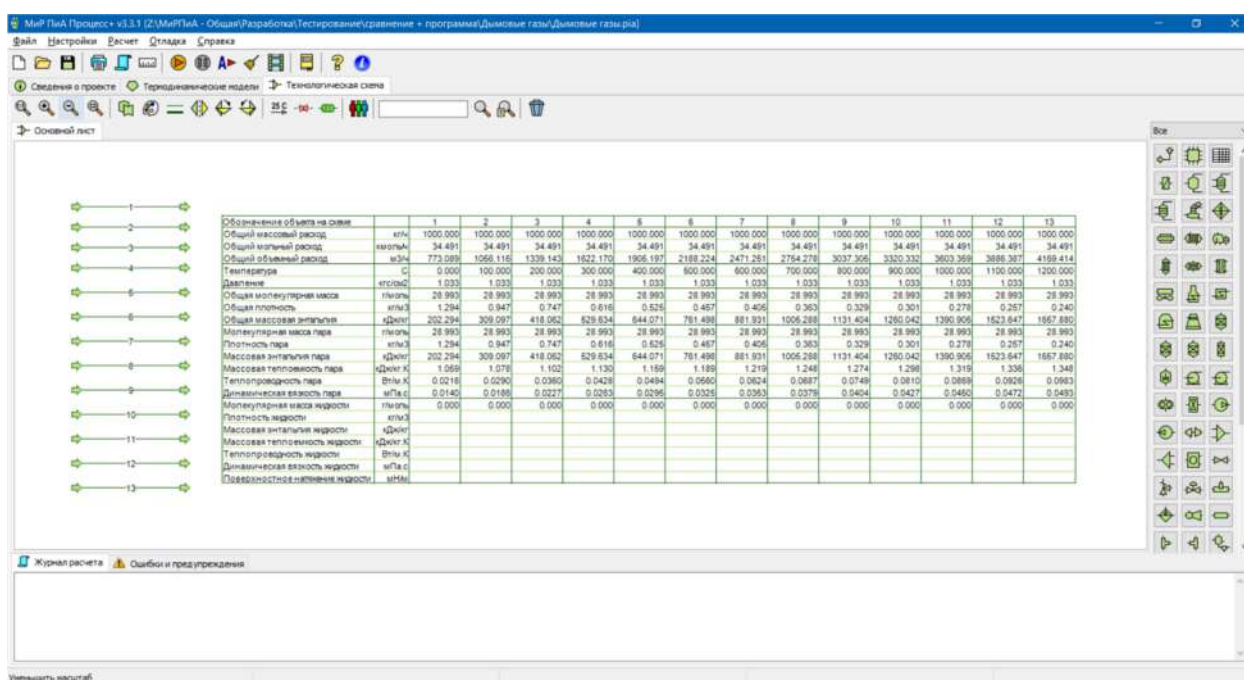


Рис.1.5.1. Пример расчетной модели для анализа точности моделирования свойств дымовых газов в программном продукте «МиР ПиА Процесс+».

Таблица 1.5.1. Сравнение экспериментальных значений [5] и результатов расчета плотности дымового газа, полученных с помощью программного продукта «МиР ПиА Процесс+».

Давление, мм.рт.ст	Температура, °С	Значение, кг/м ³		Погрешность, %
		Эксперимент	Расчет	
760	0	1,295	1,294	0,08
760	100	0,950	0,947	0,32
760	200	0,748	0,747	0,13
760	300	0,617	0,616	0,16
760	400	0,525	0,525	0,00
760	500	0,457	0,457	0,00
760	600	0,405	0,405	0,00
760	700	0,363	0,363	0,00
760	800	0,330	0,329	0,30
760	900	0,301	0,301	0,00
760	1000	0,275	0,278	-1,09
760	1200	0,257	0,257	0,00
760	1300	0,240	0,240	0,00

Таблица 1.5.2. Сравнение экспериментальных значений [5] и результатов расчета теплопроводности дымового газа, полученных с помощью программного продукта «МиР ПиА Процесс+».

Давление, мм.рт.ст	Температура, °С	Значение, Вт/м·К		Погрешность, %
		Эксперимент	Расчет	
760	0	0,0228	0,0216	5,26
760	100	0,0313	0,0290	7,35
760	200	0,0401	0,0360	10,22
760	300	0,0484	0,0428	11,57
760	400	0,0570	0,0494	13,33
760	500	0,0656	0,0560	14,63
760	600	0,0742	0,0624	15,90
760	700	0,0827	0,0687	16,93
760	800	0,0915	0,0749	18,14
760	900	0,1000	0,0810	19,00
760	1000	0,1090	0,0869	20,28
760	1200	0,1175	0,0926	21,19
760	1300	0,1226	0,0983	19,82

Таблица 1.5.3. Сравнение экспериментальных значений [5] и результатов расчета теплоемкости дымового газа, полученных с помощью программного продукта «МиР ПиА Процесс+».

Давление, мм.рт.ст	Температура, °С	Значение, кДж/кг·К		Погрешность, %
		Эксперимент	Расчет	
760	0	1,042	1,059	-1,63
760	100	1,068	1,078	-0,94
760	200	1,097	1,102	-0,46
760	300	1,122	1,130	-0,71
760	400	1,151	1,159	-0,70
760	500	1,185	1,189	-0,34
760	600	1,214	1,219	-0,41
760	700	1,239	1,248	-0,73
760	800	1,264	1,274	-0,79
760	900	1,290	1,298	-0,62
760	1000	1,306	1,319	-1,00
760	1200	1,323	1,336	-0,98
760	1300	1,340	1,348	-0,60

Таблица 1.5.4. Сравнение экспериментальных значений [5] и результатов расчета вязкости дымового газа, полученных с помощью программного продукта «МиР ПиА Процесс+».

Давление, мм.рт.ст	Температура, °С	Значение, мПа·с		Погрешность, %
		Эксперимент	Расчет	
760	0	0,0158	0,0140	11,39
760	100	0,0204	0,0186	8,82
760	200	0,0245	0,0227	7,35
760	300	0,0282	0,0263	6,74
760	400	0,0317	0,0295	6,94
760	500	0,0348	0,0325	6,61
760	600	0,0379	0,0353	6,86
760	700	0,0407	0,0379	6,88
760	800	0,0434	0,0404	6,91
760	900	0,0459	0,0427	6,97
760	1000	0,0484	0,0450	7,02
760	1200	0,0507	0,0472	6,90
760	1300	0,0530	0,0493	6,98

1.6. Моделирование фазового состояния и свойств смесей углеводородов при наличии гликолей

Данный раздел посвящен анализу точности расчетов, выполняемых в программном продукте «МиР ПиА Процесс+» с помощью модели состояния и свойств «Гликоли». В силу того, что экспериментальные данные в общедоступной справочной литературе практически отсутствуют, сравнение будет проводиться с аналогичными программными продуктами.

1.6.1. Двухфазное равновесие

а) Этиленгликоль

Здесь рассматривается точность моделирования фазового равновесия при наличии этиленгликоля при различных температурах, давлениях и расходах поглотителя. Расчетная модель, реализованная в программном продукте «МиР ПиА Процесс», приведена на рисунке 1.6.1. Данный файл включен в состав дистрибутива программного продукта под именем «Двухфазное_равновесия_ЭГ.pia».

Химический состав и расход исходного газа, использованного для моделирования, представлен в таблице 1.6.1.

Таблица 1.6.1. Параметры исходного потока газа.

Параметр	Ед. изм.	Значение
Химический состав газа	% масс.	Метан – 90 Этан – 7 Пропан – 2 Бутан - 1
Расход газа	кг/ч	1000

В процессе сравнения исходный газ насыщался парами воды таким образом, чтобы его влагосодержание было одинаковым для всех программных продуктов и близким к давлению насыщенного пара (с учетом того, что расчетное давление насыщенного пара во всех программах немного различается).

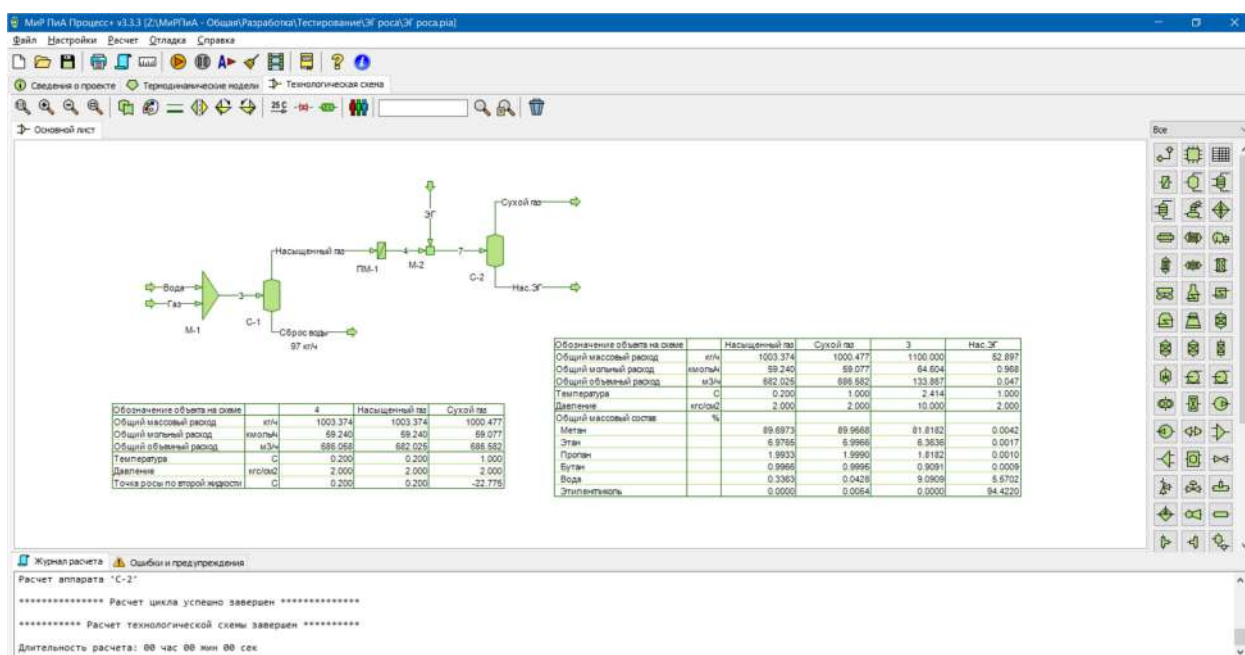


Рис. 1.6.1. Пример расчетной модели для анализа точности моделирования двухфазного равновесия с помощью гликолевого пакета в программном продукте «МиР ПиА Процесс+».

Результаты анализа точности моделирования представлены в таблицах 1.6.2 и 1.6.3. Данные таблиц свидетельствуют о хорошем согласовании результатов расчетов.

Таблица 1.6.2. Сравнение результатов моделирования двухфазного равновесия при давлении в системе 2 кгс/см² и расходе этиленгликоля 50 кг/ч.

Параметр	Ед. изм.	МиР ПиА	HYSYS	Отклоне-ние	PRO/II	Отклоне-ние
Температура 1 °С						
Начальное влагосодержание	% масс	0,3363	0,3363	0,0000 %	0,3363	0,0000 %
Конечное влагосодержание	% масс	0,0428	0,0486	-0,0058 %	0,0477	-0,0049 %
Расход сухого газа	кг/ч	1000,45	1000,45	0,0 %	1000,48	0,0 %
Содержание этиленгликоля в жидкости	% масс	94,42	94,45	-0,03 %	94,50	-0,08 %
Температура 10 °С						
Начальное влагосодержание	% масс	0,6310	0,6310	0,0000 %	0,6310	0,0000 %
Конечное влагосодержание	% масс	0,1283	0,1365	-0,0082 %	0,1414	-0,0131 %
Расход сухого газа	кг/ч	1001,39	1001,39	0,0 %	1001,34	0,0 %
Содержание этиленгликоля в жидкости	% масс	90,78	90,91	-0,13 %	90,99	-0,19 %
Температура 20 °С						
Начальное влагосодержание	% масс	1,2055	1,2055	0,0000 %	1,2055	0,0000 %
Конечное влагосодержание	% масс	0,3673	0,3944	-0,0271 %	0,3974	-0,0301 %
Расход сухого газа	кг/ч	1003,91	1004,03	0,0 %	1004,07	0,0 %
Содержание этиленгликоля в жидкости	% масс	85,38	85,81	-0,43 %	85,85	-0,17 %
Температура 30 °С						
Начальное влагосодержание	% масс	2,1929	2,1929	0,0000 %	2,1929	0,0000 %
Конечное влагосодержание	% масс	0,9028	0,9693	-0,0665 %	0,9570	-0,0542 %
Расход сухого газа	кг/ч	1009,54	1009,94	0,0 %	1009,83	0,0 %
Содержание этиленгликоля в жидкости	% масс	78,83	79,77	-0,94 %	79,60	-0,77 %
Температура 50 °С						
Начальное влагосодержание	% масс	6,3892	6,3892	0,0000 %	6,3892	0,0000 %
Конечное влагосодержание	% масс	3,876	4,084	-0,208 %	3,949	-0,073 %
Расход сухого газа	кг/ч	1041,54	1043,16	-0,2 %	1041,73	0,0 %
Содержание этиленгликоля в жидкости	% масс	63,65	65,84	-2,19 %	64,50	-1,34 %

Таблица 1.6.3. Сравнение результатов моделирования двухфазного равновесия при давлении в системе 20 кгс/см² и расходе этиленгликоля 10 кг/ч.

Параметр	Ед. изм.	МиР ПиА	HYSYS	Отклонение	PRO/II	Отклонение
Температура 1 °С						
Начальное влагосодержание	%,масс	0,0355	0,0355	0,0000 %	0,0355	0,0000 %
Конечное влагосодержание	%,масс	0,0029	0,0028	0,0001 %	0,0030	-0,0001 %
Расход сухого газа	кг/ч	1000,025	999,97	0,0 %	999,97	0,0 %
Содержание этиленгликоля в жидкости	%,масс	96,72	96,65	0,07 %	96,67	0,05 %
Температура 10 °С						
Начальное влагосодержание	%,масс	0,0667	0,0667	0,0000 %	0,0667	0,0000 %
Конечное влагосодержание	%,масс	0,0090	0,0089	0,0001 %	0,0095	0,0005 %
Расход сухого газа	кг/ч	1000,099	1000,039	0,0 %	1000,045	0,0 %
Содержание этиленгликоля в жидкости	%,масс	94,43	94,39	0,04 %	94,43	0,00 %
Температура 20 °С						
Начальное влагосодержание	%,масс	0,1275	0,1275	0,0000 %	0,1275	0,0000 %
Конечное влагосодержание	%,масс	0,0272	0,0278	-0,0006 %	0,0289	-0,0017 %
Расход сухого газа	кг/ч	1000,34	1000,236	0,0 %	1000,253	0,0 %
Содержание этиленгликоля в жидкости	%,масс	90,75	90,79	-0,04 %	90,87	-0,12 %
Температура 30 °С						
Начальное влагосодержание	%,масс	0,232	0,232	0,0000 %	0,232	0,0000 %
Конечное влагосодержание	%,масс	0,0707	0,0739	-0,0032 %	0,0749	-0,0042 %
Расход сухого газа	кг/ч	1000,776	1000,711	0,0 %	1000,732	0,0 %
Содержание этиленгликоля в жидкости	%,масс	85,94	86,18	-0,26 %	86,23	-0,29 %
Температура 50 °С						
Начальное влагосодержание	%,масс	0,6778	0,6778	0,0000 %	0,6778	0,0000 %
Конечное влагосодержание	%,масс	0,3326	0,3499		0,3434	
Расход сухого газа	кг/ч	1003,538	1003,544	0,0 %	1003,503	0,0 %
Содержание этиленгликоля в жидкости	%,масс	73,72	74,88	-1,16 %	74,48	-0,72 %

б) Триэтиленгликоль

Здесь рассматривается точность моделирования фазового равновесия при наличии триэтиленгликоля при различных температурах. Расчетная модель, реализованная в программном продукте «МиР ПиА Процесс», аналогична приведенной на рисунке 1.6.1. Данный файл включен в состав дистрибутива программного продукта под именем «Двухфазное_равновесия_ТЭГ.ria».

Результаты анализа точности моделирования представлены в таблице 1.6.4. Данные таблицы свидетельствуют о хорошем согласовании результатов расчетов.

Таблица 1.6.4. Сравнение результатов моделирования двухфазного равновесия с триэтиленгликолем при разной температуре, постоянном давлении 20 кгс/см² и расходе триэтиленгликоля 10 кг/ч.

Параметр	Ед. изм.	МиР ПиА	HYSYS	Отклоне-ние	PRO/II	Отклоне-ние
Температура 1 °С						
Начальное влагосодержание	%,масс	0,0355	0,0355	0,0000 %	0,0355	0,0000 %
Конечное влагосодержание	%,масс	0,0054	0,0041	0,0014 %	0,0045	0,0009 %
Расход сухого газа	кг/ч	1000,03	999,97	0,0 %	999,94	0,0 %
Содержание триэтиленгликоля жидкости	в % ,масс	96,89	96,62	0,27 %	96,49	0,40 %
Температура 10 °С						
Начальное влагосодержание	%,масс	0,0667	0,0667	0,0000 %	0,0667	0,0000 %
Конечное влагосодержание	%,масс	0,0153	0,0126	0,0028 %	0,0140	0,0013 %
Расход сухого газа	кг/ч	1000,14	1000,06	0,0 %	1000,05	0,0 %
Содержание триэтиленгликоля жидкости	в % ,масс	94,96	94,60	0,36 %	94,56	0,40 %
Температура 20 °С						
Начальное влагосодержание	%,масс	0,1275	0,1275	0,0000 %	0,1275	0,0000 %
Конечное влагосодержание	%,масс	0,0432	0,0376	0,0056 %	0,0406	0,0026 %
Расход сухого газа	кг/ч	1000,42	1000,31	0,0 %	1000,33	0,0 %
Содержание триэтиленгликоля жидкости	в % ,масс	92,11	91,53	0,58 %	91,64	0,47 %
Температура 30 °С						
Начальное влагосодержание	%,масс	0,2320	0,2320	0,0000 %	0,2320	0,0000 %
Конечное влагосодержание	%,масс	0,1051	0,0963	0,0088 %	0,0998	0,0053 %
Расход сухого газа	кг/ч	1001,04	1000,90	0,0 %	1000,93	0,0 %
Содержание триэтиленгликоля жидкости	в % ,масс	88,60	87,84	0,76 %	87,99	0,61 %
Температура 50 °С						
Начальное влагосодержание	%,масс	0,6778	0,6778	0,0000 %	0,6778	0,0000 %
Конечное влагосодержание	%,масс	0,4390	0,4343	0,0047 %	0,4213	0,0177 %
Расход сухого газа	кг/ч	1004,40	1004,30	0,0 %	1004,17	0,0 %
Содержание триэтиленгликоля жидкости	в % ,масс	80,47	80,11	0,36 %	79,20	1,27 %

б) Диэтиленгликоль

Здесь рассматривается точность моделирования фазового равновесия при наличии диэтиленгликоля при различных температурах. Расчетная модель, реализованная в программном продукте «МиР ПиА Процесс», аналогична приведенной на рисунке 1.6.1. Данный файл включен в состав дистрибутива программного продукта под именем «Двухфазное_равновесие_ДЭГ.pia».

Результаты анализа точности моделирования представлены в таблице 1.6.5. Данные таблицы свидетельствуют о хорошем согласовании результатов расчетов.

Таблица 1.6.5. Сравнение результатов моделирования двухфазного равновесия с диэтиленгликолем при разной температуре, постоянном давлении 20 кгс/см² и расходе диэтиленгликоля 10 кг/ч.

Параметр	Ед. изм.	МиР ПиА	HYSYS	Отклоне-ние	PRO/II	Отклоне-ние
Температура 1 °С						
Начальное влагосодержание	%,масс	0,0355	0,0355	0,0000 %	0,0355	0,0000 %
Конечное влагосодержание	%,масс	0,0039	0,0036	0,0003 %	0,0277	0,0238 %
Расход сухого газа	кг/ч	1000,00	999,96	0,0 %	1000,05	0,0 %
Содержание диэтиленгликоля в жидкости	%,масс	96,60	96,59	0,01 %	97,50	-0,90 %
Температура 10 °С						
Начальное влагосодержание	%,масс	0,0667	0,0667	0,0000 %	0,0667	0,0000 %
Конечное влагосодержание	%,масс	0,0117	0,0116	0,0001 %	0,0540	-0,0423 %
Расход сухого газа	кг/ч	1000,09	1000,05	0,0 %	1000,35	0,0 %
Содержание диэтиленгликоля в жидкости	%,масс	94,54	94,51	-0,03 %	97,24	-2,70 %
Температура 20 °С						
Начальное влагосодержание	%,масс	0,1275	0,1275	0,0000 %	0,1275	0,0000 %
Конечное влагосодержание	%,масс	0,0338	0,0351	-0,0013 %	0,1057	-0,0719 %
Расход сухого газа	кг/ч	1000,32	1000,29	0,0 %	1000,89	0,0 %
Содержание диэтиленгликоля в жидкости	%,масс	91,28	91,31	-0,03 %	96,57	-5,29 %
Температура 30 °С						
Начальное влагосодержание	%,масс	0,2320	0,2320	0,0000 %	0,2320	0,0000 %
Конечное влагосодержание	%,масс	0,0844	0,0894	-0,0050 %	0,1933	-0,1089 %
Расход сухого газа	кг/ч	1000,84	1000,84	0,0 %	1001,79	0,1 %
Содержание диэтиленгликоля в жидкости	%,масс	86,99	87,31	-0,32 %	95,13	-8,14 %
Температура 50 °С						
Начальное влагосодержание	%,масс	0,6778	0,6778	0,0000 %	0,6778	0,0000 %
Конечное влагосодержание	%,масс	0,3720	0,3925	-0,0205 %	0,5493	-0,1773 %
Расход сухого газа	кг/ч	1003,75	1003,89	0,0 %	1005,43	0,2 %
Содержание диэтиленгликоля в жидкости	%,масс	76,32	77,49	-1,17 %	87,69	-12,37 %

1.6.2. Трехфазное равновесие

Здесь рассматривается точность моделирования трехфазного равновесия при наличии гликолей при различных температурах, давлениях и расходах поглотителя. Расчетная модель, реализованная в программном продукте «МиР ПиА Процесс», приведена на рисунке 1.6.2. Данный файл включен в состав дистрибутива программного продукта под именем «Трехфазное_равновесие_ЭГ.ria».

Химические составы и расходы исходного газа, использованного для моделирования, представлены в таблице 1.6.6.

Таблица 1.6.6. Параметры исходного потока газа.

Параметр	Ед. изм.	Значение для газа 1	Значение для газа 2
Состав газа	% масс.	Метан – 23	Метан – 23
		Этан – 24	Этан – 23
		Пропан – 25	Пропан – 25
		Бутан – 25	Бутан – 25
		Вода – 2	Вода – 3
		Гликоль - 1	Гликоль - 1
		Расход газа	кг/ч

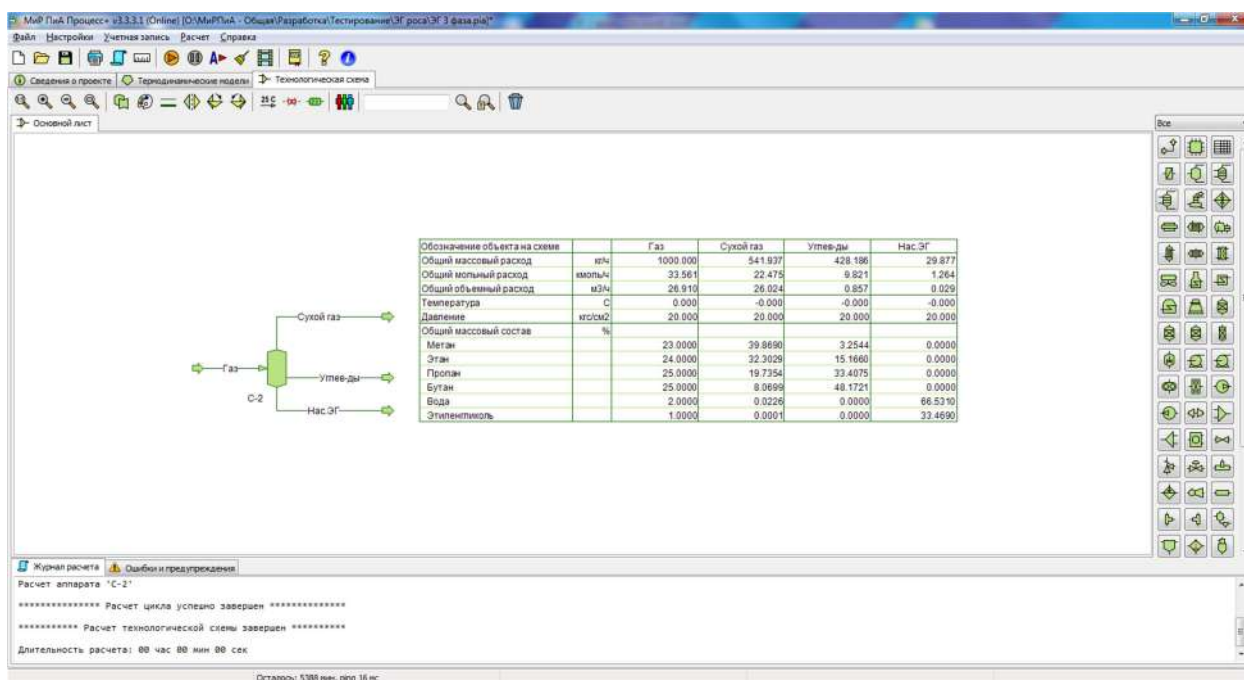


Рис.1.6.1. Пример расчетной модели для анализа точности моделирования двухфазного равновесия с помощью гликолевого пакета в программном продукте «МиР ПиА Процесс+».

а) Этиленгликоль

Результаты анализа точности моделирования представлены в таблицах 1.6.7 и 1.6.8. Данные таблицы свидетельствуют о хорошем согласовании результатов расчетов.

Таблица 1.6.7. Сравнение результатов моделирования трехфазного равновесия при наличии этиленгликоля для состава газа 1.

Параметр	Ед. изм.	МиР ПиА	HYSYS	Отклонение, %	PRO/II	Отклонение, %
Давление 20 кгс/см², Температура -20 °С						
Расход сухого газа	кг/ч	379,3	381,2	-0,5	382,7	-0,9
Расход жидких углеводородов	кг/ч	590,7	588,8	0,3	587,3	0,6
Расход воды с ЭГ	кг/ч	30,0	30	0,0	30,0	0,0
Содержание воды в сухом газе	% масс.	0,0054	0,0053	0,0001	0,0049	0,0005
Содержание ЭГ в воде	% масс.	33,4	33,3	0,1	33,0	0,4
Давление 40 кгс/см², Температура -20 °С						
Расход сухого газа	кг/ч	203,8	209	-2,5	206,1	-1,1
Расход жидких углеводородов	кг/ч	766,1	761	0,7	763,9	0,3
Расход воды с ЭГ	кг/ч	30,0	30	0,0	30,0	0,0
Содержание воды в сухом газе	% масс.	0,0029	0,0032	-0,0003	0,0028	0,0001
Содержание ЭГ в воде	% масс.	33,3	33,3	0,0	33,1	0,2
Давление 20 кгс/см², Температура -10 °С						
Расход сухого газа	кг/ч	454,1	454,5	-0,1	456,2	-0,5
Расход жидких углеводородов	кг/ч	515,9	515,5	0,1	514,0	0,4
Расход воды с ЭГ	кг/ч	30,0	30	0,0	30,0	0,0
Содержание воды в сухом газе	% масс.	0,0104	0,0112	-0,0008	0,0105	-0,0001
Содержание ЭГ в воде	% масс.	33,4	33,4	0,0	33,0	0,4
Давление 40 кгс/см², Температура -10 °С						
Расход сухого газа	кг/ч	265,2	267,9	-1,0	266,7	-0,6
Расход жидких углеводородов	кг/ч	704,8	702,1	0,4	703,3	0,2
Расход воды с ЭГ	кг/ч	30,0	30	0,0	30,0	0,0
Содержание воды в сухом газе	% масс.	0,0057	0,0066	-0,0009	0,0061	-0,0004
Содержание ЭГ в воде	% масс.	33,4	33,3	0,1	33,1	0,3
Давление 20 кгс/см², Температура 0 °С						
Расход сухого газа	кг/ч	541,9	540,2	0,3	541,6	0,1
Расход жидких углеводородов	кг/ч	428,2	429,9	-0,4	428,6	-0,1
Расход воды с ЭГ	кг/ч	29,9	29,9	0,0	29,7	0,7
Содержание воды в сухом газе	% масс.	0,0226	0,0219	0,0007	0,021	0,0016
Содержание ЭГ в воде	% масс.	33,4	33,5	-0,1	33,0	0,4
Давление 40 кгс/см², Температура 0 °С						
Расход сухого газа	кг/ч	333,8	333,6	0,1	333,5	0,1
Расход жидких углеводородов	кг/ч	636,3	636,4	0,0	636,6	0,0
Расход воды с ЭГ	кг/ч	29,9	29,9	0,0	29,9	0,0
Содержание воды в сухом газе	% масс.	0,0178	0,0131	0,0047	0,0124	0,0054
Содержание ЭГ в воде	% масс.	33,4	33,36	0,0	33,0	0,4
Давление 40 кгс/см², Температура 20 °С						
Расход сухого газа	кг/ч	506,1	497,1	1,8	498,9	1,4
Расход жидких углеводородов	кг/ч	464,1	473,1	-1,9	471,4	-1,6
Расход воды с ЭГ	кг/ч	29,7	29,8	-0,3	29,6	0,3
Содержание воды в сухом газе	% масс.	0,0575	0,0424	0,0151	0,0414	0,0161
Содержание ЭГ в воде	% масс.	33,7	33,6	0,1	33,1	0,6

Таблица 1.6.8. Сравнение результатов моделирования трехфазного равновесия при наличии этиленгликоля для состава газа 2.

Параметр	Ед. изм.	МиР ПиА	HYSYS	Отклонение	PRO/II	Отклонение
Давление 20 кгс/см², Температура -20 °С						
Расход сухого газа	кг/ч	375,2	377,0	-0,5	378,6	-0,9
Расход жидких углеводородов	кг/ч	584,9	583,0	0,3	581,4	0,6
Расход воды с ЭГ	кг/ч	40,0	40,0	0,0	40,0	0,0
Содержание воды в сухом газе	% масс.	0,0056	0,0056	0,0000	0,0051	0,0005
Содержание ЭГ в воде	% масс.	25,0	25,0	0,0	24,8	0,2
Давление 40 кгс/см², Температура -20 °С						
Расход сухого газа	кг/ч	205,0	210,0	-2,4	207,1	-1,0
Расход жидких углеводородов	кг/ч	755,1	750,0	0,7	752,8	0,3
Расход воды с ЭГ	кг/ч	40,0	40,0	0,0	40,1	-0,2
Содержание воды в сухом газе	% масс.	0,003	0,0033	-0,0003	0,0029	0,0001
Содержание ЭГ в воде	% масс.	25,0	25,0	0,0	24,9	0,1
Давление 20 кгс/см², Температура -10 °С						
Расход сухого газа	кг/ч	448,0	448,4	-0,1	450,1	-0,5
Расход жидких углеводородов	кг/ч	512,1	511,6	0,1	510,0	0,4
Расход воды с ЭГ	кг/ч	39,9	40,0	-0,3	39,9	0,0
Содержание воды в сухом газе	% масс.	0,0109	0,0117	-0,0008	0,0110	-0,0001
Содержание ЭГ в воде	% масс.	25,0	25,0	0,0	24,8	0,2
Давление 40 кгс/см², Температура -10 °С						
Расход сухого газа	кг/ч	264,7	267,4	-1,0	266,2	-0,6
Расход жидких углеводородов	кг/ч	695,4	692,6	0,4	693,8	0,2
Расход воды с ЭГ	кг/ч	40,0	40,0	0,0	40,0	0,0
Содержание воды в сухом газе	% масс.	0,0060	0,0070	-0,0010	0,0064	-0,0004
Содержание ЭГ в воде	% масс.	25,0	25,0	0,0	24,8	0,2
Давление 20 кгс/см², Температура 0 °С						
Расход сухого газа	кг/ч	533,7	532,0	0,3	533,5	0,0
Расход жидких углеводородов	кг/ч	426,4	428,1	-0,4	426,7	-0,1
Расход воды с ЭГ	кг/ч	39,9	39,9	0,0	39,8	0,3
Содержание воды в сухом газе	% масс.	0,0212	0,0230	-0,0018	0,0221	-0,0009
Содержание ЭГ в воде	% масс.	25,1	25,1	0,0	24,8	0,3
Давление 40 кгс/см², Температура 0 °С						
Расход сухого газа	кг/ч	331,4	331,3	0,0	331,2	0,1
Расход жидких углеводородов	кг/ч	628,7	628,7	0,0	628,8	0,0
Расход воды с ЭГ	кг/ч	39,9	40,0	-0,3	39,9	0,0
Содержание воды в сухом газе	% масс.	0,0120	0,0137	-0,0017	0,0130	-0,0010
Содержание ЭГ в воде	% масс.	25,0	25,0	0,0	24,8	0,2
Давление 40 кгс/см², Температура 20 °С						
Расход сухого газа	кг/ч	498,9	490,6	1,7	492,4	1,3
Расход жидких углеводородов	кг/ч	461,2	469,6	-1,8	467,9	-1,4
Расход воды с ЭГ	кг/ч	39,8	39,8	0,0	39,7	0,3
Содержание воды в сухом газе	% масс.	0,0401	0,0445	-0,0044	0,0437	-0,0036
Содержание ЭГ в воде	% масс.	25,2	25,1	0,1	24,9	0,3

а) Триэтиленгликоль

Результаты анализа точности моделирования представлены в таблицах 1.6.9 и 1.6.10. Данные таблицы свидетельствуют о хорошем согласовании результатов расчетов.

Таблица 1.6.9. Сравнение результатов моделирования трехфазного равновесия при наличии триэтиленгликоля для состава газа 1.

Параметр	Ед. изм.	МиР ПиА	HYSYS	Отклонение	PRO/II	Отклонение
Давление 20 кгс/см², Температура -20 °С						
Расход сухого газа	кг/ч	379,3	381,2	-0,5	382,7	-0,9
Расход жидких углеводородов	кг/ч	590,7	588,8	0,3	587,2	0,6
Расход воды с ТЭГ	кг/ч	30,0	30,0	0,0	30,1	-0,3
Содержание воды в сухом газе	% масс.	0,0058	0,0047	0,0011	0,0052	0,0006
Содержание ТЭГ в воде	% масс.	33,4	33,3	0,1	33,1	0,3
Давление 40 кгс/см², Температура -20 °С						
Расход сухого газа	кг/ч	204,0	209,0	-2,4	206,0	-1,0
Расход жидких углеводородов	кг/ч	766,1	761,0	0,7	763,8	0,3
Расход воды с ТЭГ	кг/ч	30,0	30,0	0,0	30,1	-0,3
Содержание воды в сухом газе	% масс.	0,0032	0,0028	0,0004	0,0030	0,0002
Содержание ТЭГ в воде	% масс.	33,3	33,3	0,0	33,2	0,1
Давление 20 кгс/см², Температура -10 °С						
Расход сухого газа	кг/ч	454,1	454,5	-0,1	456,2	-0,5
Расход жидких углеводородов	кг/ч	515,9	515,5	0,1	513,7	0,4
Расход воды с ТЭГ	кг/ч	29,9	30,0	-0,3	30,1	-0,7
Содержание воды в сухом газе	% масс.	0,0113	0,0102	0,0011	0,0113	0,0000
Содержание ТЭГ в воде	% масс.	33,4	33,3	0,1	33,3	0,1
Давление 40 кгс/см², Температура -10 °С						
Расход сухого газа	кг/ч	265,2	267,9	-1,0	266,6	-0,5
Расход жидких углеводородов	кг/ч	704,8	702,1	0,4	703,3	0,2
Расход воды с ТЭГ	кг/ч	30,0	30,0	0,0	30,1	-0,3
Содержание воды в сухом газе	% масс.	0,0062	0,0061	0,0001	0,0066	-0,0004
Содержание ТЭГ в воде	% масс.	33,4	33,3	0,1	33,2	0,2
Давление 20 кгс/см², Температура 0 °С						
Расход сухого газа	кг/ч	542,0	540,1	0,4	541,7	0,1
Расход жидких углеводородов	кг/ч	428,2	429,9	-0,4	428,4	0,0
Расход воды с ТЭГ	кг/ч	29,9	29,9	0,0	30,0	-0,3
Содержание воды в сухом газе	% масс.	0,0219	0,0206	0,0013	0,0229	-0,0010
Содержание ТЭГ в воде	% масс.	33,5	33,4	0,1	33,4	0,1
Давление 40 кгс/см², Температура 0 °С						
Расход сухого газа	кг/ч	333,7	333,6	0,0	333,5	0,1
Расход жидких углеводородов	кг/ч	636,4	363,4	54,6	636,5	0,0
Расход воды с ТЭГ	кг/ч	29,9	30,0	-0,3	30,0	-0,3
Содержание воды в сухом газе	% масс.	0,0122	0,0123	-0,0001	0,0135	-0,0013
Содержание ТЭГ в воде	% масс.	33,4	33,4	0,0	33,3	0,1
Давление 40 кгс/см², Температура 20 °С						
Расход сухого газа	кг/ч	505,7	497,1	1,7	499,0	1,3
Расход жидких углеводородов	кг/ч	464,6	473,2	-1,8	471,2	-1,4
Расход воды с ТЭГ	кг/ч	29,7	29,8	-0,3	29,8	-0,3
Содержание воды в сухом газе	% масс.	0,0415	0,0420	-0,0005	0,0457	-0,0042
Содержание ТЭГ в воде	% масс.	33,6	33,6	0,0	33,5	0,1

Таблица 1.6.10. Сравнение результатов моделирования трехфазного равновесия при наличии триэтиленгликоля для состава газа 2.

Параметр	Ед. изм.	МиР ПиА	HYSYS	Отклонение	PRO/II	Отклонение
Давление 20 кгс/см², Температура -20 °С						
Расход сухого газа	кг/ч	375,2	377,1	-0,5	378,6	-0,9
Расход жидких углеводородов	кг/ч	584,9	583,0	0,3	581,3	0,6
Расход воды с ТЭГ	кг/ч	40,0	40,0	0,0	40,2	-0,5
Содержание воды в сухом газе	% масс.	0,0059	0,0053	0,0006	0,0054	0,0005
Содержание ТЭГ в воде	% масс.	25,0	25,0	0,0	24,9	0,1
Давление 40 кгс/см², Температура -20 °С						
Расход сухого газа	кг/ч	205,0	210,0	-2,4	207,1	-1,0
Расход жидких углеводородов	кг/ч	755,1	750,0	0,7	752,7	0,3
Расход воды с ТЭГ	кг/ч	40,0	40,0	0,0	40,2	-0,5
Содержание воды в сухом газе	% масс.	0,0032	0,0031	0,0001	0,0031	0,0001
Содержание ТЭГ в воде	% масс.	25,0	25,0	0,0	24,9	0,1
Давление 20 кгс/см², Температура -10 °С						
Расход сухого газа	кг/ч	448,0	448,4	-0,1	450,1	-0,5
Расход жидких углеводородов	кг/ч	512,0	511,7	0,1	510,0	0,4
Расход воды с ТЭГ	кг/ч	39,9	39,9	0,0	40,1	-0,5
Содержание воды в сухом газе	% масс.	0,0115	0,0112	0,0003	0,0116	-0,0001
Содержание ТЭГ в воде	% масс.	25,0	25,0	0,0	24,9	0,1
Давление 40 кгс/см², Температура -10 °С						
Расход сухого газа	кг/ч	264,7	267,4	-1,0	266,1	-0,5
Расход жидких углеводородов	кг/ч	695,4	692,6	0,4	693,7	0,2
Расход воды с ТЭГ	кг/ч	40,0	40,0	0,0	40,1	-0,2
Содержание воды в сухом газе	% масс.	0,0063	0,0067	-0,0004	0,0068	-0,0005
Содержание ТЭГ в воде	% масс.	25,0	25,0	0,0	24,9	0,1
Давление 20 кгс/см², Температура 0 °С						
Расход сухого газа	кг/ч	533,7	532,0	0,3	533,5	0,0
Расход жидких углеводородов	кг/ч	426,4	428,1	-0,4	526,5	-21,0
Расход воды с ТЭГ	кг/ч	39,9	39,9	0,0	40,0	-0,3
Содержание воды в сухом газе	% масс.	0,0224	0,0224	0,0000	0,0235	-0,0011
Содержание ТЭГ в воде	% масс.	25,1	25,1	0,0	25,0	0,1
Давление 40 кгс/см², Температура 0 °С						
Расход сухого газа	кг/ч	331,4	331,3	0,0	331,2	0,1
Расход жидких углеводородов	кг/ч	628,7	628,7	0,0	628,8	0,0
Расход воды с ТЭГ	кг/ч	39,9	39,9	0,0	40,0	-0,3
Содержание воды в сухом газе	% масс.	0,0124	0,0134	-0,0010	0,0138	-0,0014
Содержание ТЭГ в воде	% масс.	25,0	25,0	0,0	25,0	0,0
Давление 40 кгс/см², Температура 20 °С						
Расход сухого газа	кг/ч	499,0	490,6	1,7	492,4	1,3
Расход жидких углеводородов	кг/ч	461,2	469,6	-1,8	467,8	-1,4
Расход воды с ТЭГ	кг/ч	39,7	39,8	-0,3	39,8	-0,3
Содержание воды в сухом газе	% масс.	0,0424	0,0446	-0,0022	0,0468	-0,0044
Содержание ТЭГ в воде	% масс.	25,1	25,1	0,0	25,1	0,0

а) Диэтиленгликоль

Результаты анализа точности моделирования представлены в таблицах 1.6.11 и 1.6.12. Данные таблицы свидетельствуют о хорошем согласовании результатов расчетов.

Таблица 1.6.11. Сравнение результатов моделирования трехфазного равновесия при наличии диэтиленгликоля для состава газа 1.

Параметр	Ед. изм.	МиР ПиА	HYSYS	Отклонение	PRO/II	Отклонение
Давление 20 кгс/см², Температура -20 °С						
Расход сухого газа	кг/ч	379,3	381,2	-0,5	348,8	8,4
Расход жидких углеводородов	кг/ч	590,7	588,8	0,3	595,2	-0,8
Расход воды с ДЭГ	кг/ч	30,0	30,0	0,0	20,0	40,0
Содержание воды в сухом газе	% масс.	0,0052	0,0054	-0,0002	0,0056	-0,0004
Содержание ДЭГ в воде	% масс.	33,4	33,3	0,1	0,0	33,4
Давление 40 кгс/см², Температура -20 °С						
Расход сухого газа	кг/ч	203,9	209,0	-2,5	209,2	-2,6
Расход жидких углеводородов	кг/ч	766,1	761,0	0,7	770,7	-0,6
Расход воды с ДЭГ	кг/ч	30,0	30,0	0,0	20,1	39,5
Содержание воды в сухом газе	% масс.	0,0028	0,0032	-0,0004	0,0032	-0,0004
Содержание ДЭГ в воде	% масс.	33,3	33,3	0,0	0,0	33,3
Давление 20 кгс/см², Температура -10 °С						
Расход сухого газа	кг/ч	454,1	454,5	-0,1	457,8	-0,8
Расход жидких углеводородов	кг/ч	515,9	515,5	0,1	522,2	-1,2
Расход воды с ДЭГ	кг/ч	29,9	29,9	0,0	20,0	39,7
Содержание воды в сухом газе	% масс.	0,0101	0,0114	-0,0013	0,0121	-0,0020
Содержание ДЭГ в воде	% масс.	33,4	33,4	0,0	0,0	33,4
Давление 40 кгс/см², Температура -10 °С						
Расход сухого газа	кг/ч	265,2	267,9	-1,0	269,9	-1,8
Расход жидких углеводородов	кг/ч	704,8	702,1	0,4	710,1	-0,7
Расход воды с ДЭГ	кг/ч	30,0	30,0	0,0	20,1	39,5
Содержание воды в сухом газе	% масс.	0,0056	0,0068	-0,0012	0,0070	-0,0014
Содержание ДЭГ в воде	% масс.	33,4	33,3	0,1	0,0	33,4
Давление 20 кгс/см², Температура 0 °С						
Расход сухого газа	кг/ч	541,9	540,2	0,3	542,2	-0,1
Расход жидких углеводородов	кг/ч	428,2	429,9	-0,4	437,9	-2,2
Расход воды с ДЭГ	кг/ч	29,9	29,9	0,0	19,9	40,2
Содержание воды в сухом газе	% масс.	0,0199	0,0224	-0,0025	0,0243	-0,0044
Содержание ДЭГ в воде	% масс.	33,5	33,4	0,1	0,0	33,5
Давление 40 кгс/см², Температура 0 °С						
Расход сухого газа	кг/ч	333,7	333,6	0,0	336,6	-0,9
Расход жидких углеводородов	кг/ч	636,4	636,4	0,0	643,5	-1,1
Расход воды с ДЭГ	кг/ч	29,9	30,0	-0,3	20,0	39,7
Содержание воды в сухом газе	% масс.	0,0110	0,0134	-0,0024	0,0143	-0,0033
Содержание ДЭГ в воде	% масс.	33,4	33,3	0,1	0,0	33,4
Давление 40 кгс/см², Температура 0 °С						
Расход сухого газа	кг/ч	505,6	497,1	1,7	500,5	1,0
Расход жидких углеводородов	кг/ч	464,6	473,1	-1,8	479,8	-3,2
Расход воды с ДЭГ	кг/ч	29,8	29,8	0,0	19,8	40,3
Содержание воды в сухом газе	% масс.	0,0382	0,0436	-0,0054	0,0484	-0,0102
Содержание ДЭГ в воде	% масс.	33,4	33,6	-0,2	0,2	33,2

Таблица 1.6.12. Сравнение результатов моделирования трехфазного равновесия при наличии диэтиленгликоля для состава газа 2.

Параметр	Ед. изм.	МиР ПиА	HYSYS	Отклонение	PRO/II	Отклонение
Давление 20 кгс/см², Температура -20 °С						
Расход сухого газа	кг/ч	375,2	377,0	-0,5	380,6	-1,4
Расход жидких углеводородов	кг/ч	584,8	583,0	0,3	589,4	-0,8
Расход воды с ДЭГ	кг/ч	40,0	40,0	0,0	30,1	28,2
Содержание воды в сухом газе	% масс.	0,0054	0,0057	-0,0003	0,0056	-0,0002
Содержание ДЭГ в воде	% масс.	25,0	25,0	0,0	0,0	25,0
Давление 40 кгс/см², Температура -20 °С						
Расход сухого газа	кг/ч	205,0	210,0	-2,4	210,3	-2,6
Расход жидких углеводородов	кг/ч	755,1	750,0	0,7	759,6	-0,6
Расход воды с ДЭГ	кг/ч	40,0	40,0	0,0	30,1	28,2
Содержание воды в сухом газе	% масс.	0,0029	0,0034	-0,0005	0,0032	-0,0003
Содержание ДЭГ в воде	% масс.	25,0	25,0	0,0	0,0	25,0
Давление 20 кгс/см², Температура -10 °С						
Расход сухого газа	кг/ч	448,0	448,4	-0,1	451,6	-0,8
Расход жидких углеводородов	кг/ч	512,1	511,7	0,1	518,4	-1,2
Расход воды с ДЭГ	кг/ч	39,9	39,9	0,0	30,0	28,3
Содержание воды в сухом газе	% масс.	0,0107	0,0119	-0,0012	0,0121	-0,0014
Содержание ДЭГ в воде	% масс.	25,0	25,0	0,0	0,0	25,0
Давление 40 кгс/см², Температура -10 °С						
Расход сухого газа	кг/ч	264,7	267,4	-1,0	269,4	-1,8
Расход жидких углеводородов	кг/ч	695,4	692,6	0,4	700,6	-0,7
Расход воды с ДЭГ	кг/ч	40,0	40,0	0,0	30,0	28,6
Содержание воды в сухом газе	% масс.	0,0059	0,0071	-0,0012	0,0071	-0,0012
Содержание ДЭГ в воде	% масс.	25,0	25,0	0,0	0,0	25,0
Давление 20 кгс/см², Температура 0 °С						
Расход сухого газа	кг/ч	533,7	532,0	0,3	534,0	-0,1
Расход жидких углеводородов	кг/ч	426,4	428,1	-0,4	436,1	-2,2
Расход воды с ДЭГ	кг/ч	39,9	39,9	0,0	29,9	28,7
Содержание воды в сухом газе	% масс.	0,0209	0,0234	-0,0025	0,0244	-0,0035
Содержание ДЭГ в воде	% масс.	25,1	25,1	0,0	0,0	25,1
Давление 40 кгс/см², Температура 0 °С						
Расход сухого газа	кг/ч	331,3	331,4	0,0	334,2	-0,9
Расход жидких углеводородов	кг/ч	628,7	628,7	0,0	635,8	-1,1
Расход воды с ДЭГ	кг/ч	39,9	39,9	0,0	30,0	28,3
Содержание воды в сухом газе	% масс.	0,0116	0,0140	-0,0024	0,0143	-0,0027
Содержание ДЭГ в воде	% масс.	25,0	25,0	0,0	0,0	25,0
Давление 40 кгс/см², Температура 20 °С						
Расход сухого газа	кг/ч	499,0	490,6	1,7	493,8	1,0
Расход жидких углеводородов	кг/ч	461,3	469,6	-1,8	476,4	-3,2
Расход воды с ДЭГ	кг/ч	39,8	39,8	0,0	29,8	28,7
Содержание воды в сухом газе	% масс.	0,0400	0,0454	-0,0054	0,0486	-0,0086
Содержание ДЭГ в воде	% масс.	25,2	25,1	0,1	0,2	25,0

1.7. Моделирование фазового состояния и свойств смесей с помощью модели состояния и свойств Амины

Данный раздел может представлять интерес при моделировании процессов очистки газа от сероводорода растворами этаноламинов. Здесь представлены результаты моделирования процесса фазового многокомпонентной смеси углеводородов, воды и моноэтаноламина (МЭА). Моделирование проводилось с помощью уравнения состояния Амины.

Модель равновесия, созданная в программном продукте «МиР ПиА Процесс+», представлена на рисунке 1.7.1. Данная модель включена в состав дистрибутива и сохранена в файле «Двухфазное_равновесие_амины.ria».

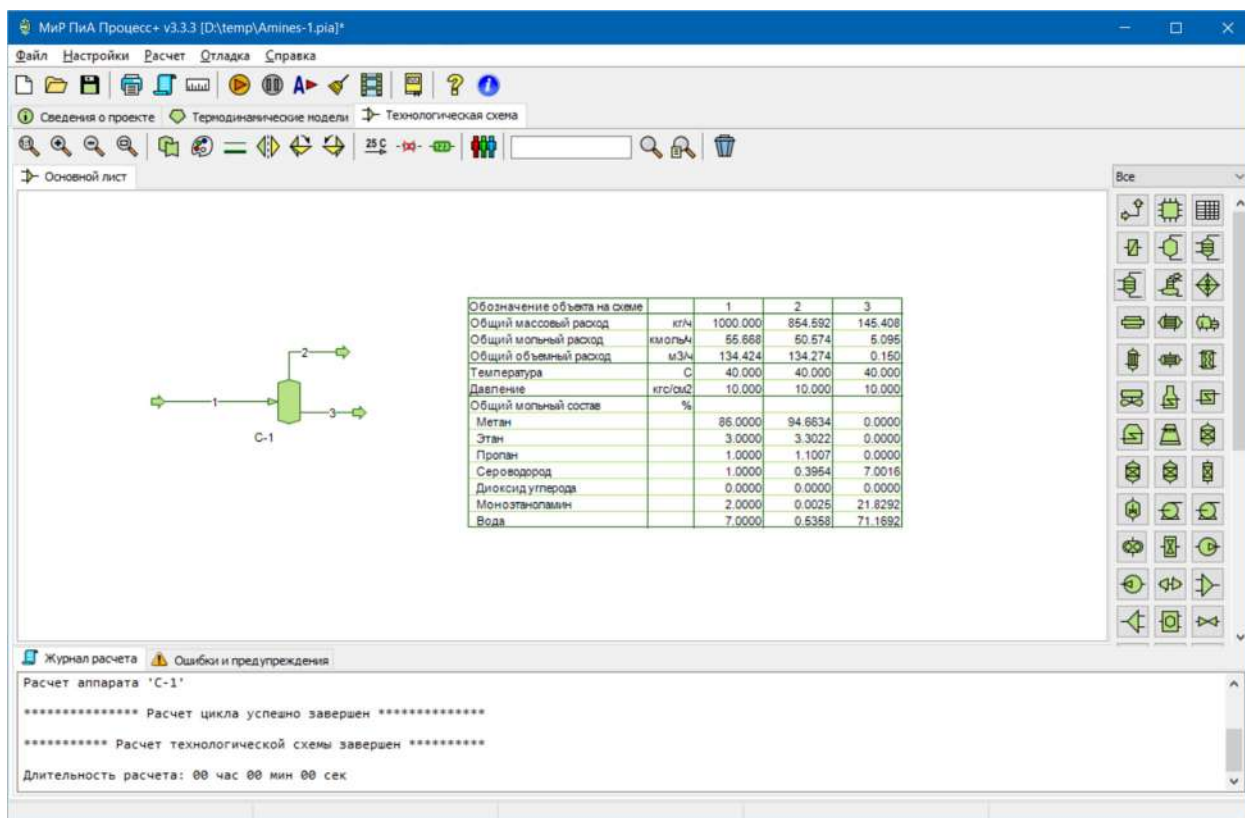


Рис. 1.7.1. Расчетная модель для двухфазного равновесия с растворами аминов в программном продукте «МиР ПиА Процесс+».

Для обеспечения корректности сравнения часть параметров работы принята одинаковой как для программного продукта «МиР ПиА Процесс+», так и для его аналогов. Во всех расчетах был использован одинаковый химический состав смеси, представленный в таблице 1.7.1.

Таблица 1.7.1. Химический состав исходной смеси.

Вещество	% мол.	Вещество	% мол.
Метан	86	Сероводород	1
Этан	3	Вода	7
Пропан	1	МЭА	2

Кроме того, были зафиксированы следующие параметры режима работы:
 температура смеси 50,0 °C
 давление смеси 10 кгс/см²

Результаты моделирования, полученные с помощью программного продукта «МиР ПиА Процесс+» и его аналогов, представлены в таблицах 3.1.2 – 3.1.4. Из рассмотрения данных таблиц

3.1.2 – 3.1.4 видно очень хорошее согласование между результатами моделирования с использованием всех трех программных продуктов.

Таблица 3.1.2. Сравнение результатов расчета двухфазного сепаратора.

Параметр	Ед.изм.	МиР ПиА	HYSYS	Откло- нение	PRO/II	Откло- нение
Доля газового потока	% мол.	90,8	–	–	90,8	0,0 %

Таблица 3.1.3. Сравнение состава потока газа, полученных с помощью различных программных продуктов.

Состав	Ед.изм.	МиР ПиА	HYSYS	Откло- нение	PRO/II	Откло- нение, %
Метан	% мол.	94,6634	–	–	94,6658	-0,0024
Этан		3,3022	–	–	3,3022	0,0000
Пропан		1,1007	–	–	1,1007	0,0000
Сероводород		0,3954	–	–	0,3930	0,0024
Вода		0,5358	–	–	0,5357	0,0001
МЭА		0,0025	–	–	0,0025	0,0000

Таблица 3.1.3. Сравнение состава потока жидкости, полученных с помощью различных программных продуктов.

Состав	Ед.изм.	МиР ПиА	HYSYS	Откло- нение	PRO/II	Откло- нение, %
Метан	% мол.	0,0000	–	–	0,0318	-0,0318
Этан		0,0000	–	–	0,0018	-0,0018
Пропан		0,0000	–	–	0,0005	-0,0005
Сероводород		7,0016	–	–	7,0219	-0,0203
Вода		71,1692	–	–	71,1278	0,0414
МЭА		21,8292	–	–	21,8162	0,0130

1.8. Моделирование фракционного состава нефтей и нефтепродуктов

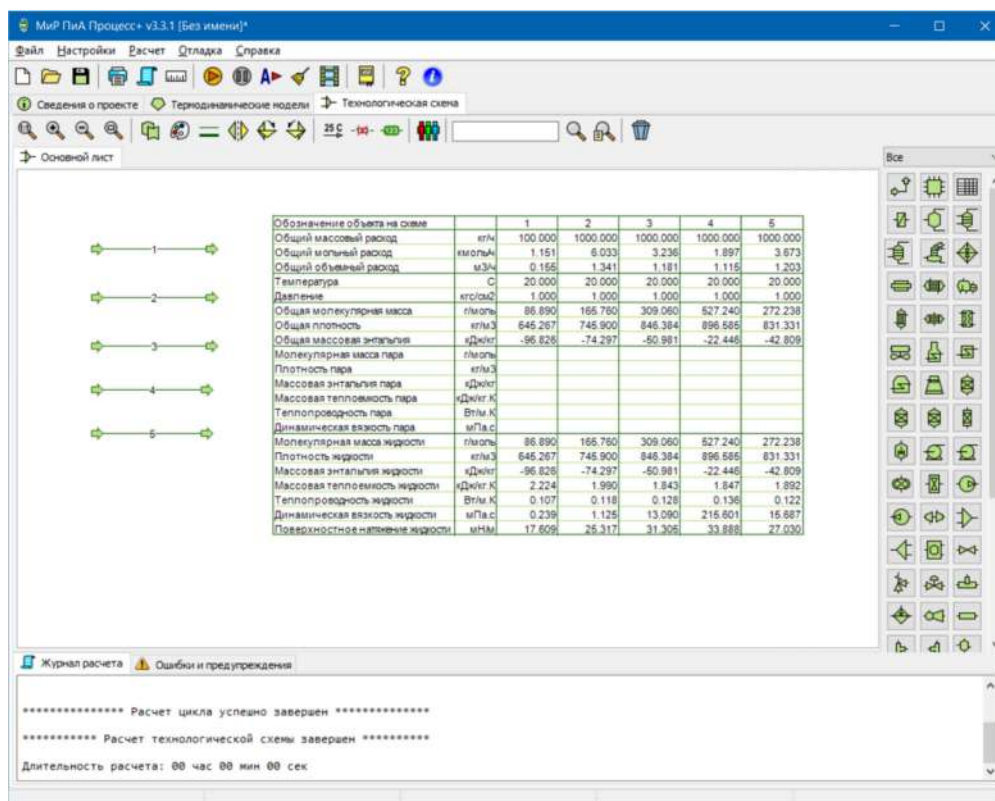
Данный раздел посвящен анализу точности моделирования фракционного состава нефтей и нефтепродуктов в программном продукте «МиР ПиА Процесс+». При проведении анализа точности весь процесс разбит на отдельные этапы, каждый из которых посвящен отдельной составляющей погрешности.

1.8.1. Свойства псевдокомпонентов

Данный раздел посвящен анализу точности моделирования свойств псевдокомпонентов как таковых, без привязки к конкретным нефтям или нефтепродуктам. В силу того, что экспериментальные данные в общедоступной справочной литературе практически отсутствуют, сравнение будет проводиться с аналогичными программными продуктами.

При проведении сравнения принято, что каждый псевдокомпонент однозначно характеризуется тремя параметрами: нормальная температура кипения, стандартная плотность жидкости и молекулярная масса.

Пример соответствующей расчетной модели, созданной в программном продукте «МиР ПиА Процесс+», представлен на рисунке 1.8.1.



Обозначение объекта на схеме		1	2	3	4	5
Общий массовый расход	кг/ч	100.000	1000.000	1000.000	1000.000	1000.000
Общий мольный расход	кмоль/ч	1.151	6.033	3.236	1.897	3.673
Общий объемный расход	м ³ /ч	0.155	1.341	1.181	1.115	1.203
Температура	С	20.000	20.000	20.000	20.000	20.000
Давление	кг/см ²	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000
Общая молекулярная масса	г/моль	86.890	166.760	309.060	527.240	272.238
Общая плотность	кг/м ³	646.267	745.900	846.384	896.585	831.331
Общая массовая энthalпия	кДж/кг	-96.626	-74.297	-50.981	-22.445	-42.809
Молекулярная масса пара	г/моль					
Плотность пара	кг/м ³					
Массовая энthalпия пара	кДж/кг					
Массовая теплоемкость пара	кДж/кг·К					
Теплопроводность пара	Вт/м·К					
Динамическая вязкость пара	мПа·с					
Молекулярная масса жидкости	г/моль	86.890	166.760	309.060	527.240	272.238
Плотность жидкости	кг/м ³	646.267	745.900	846.384	896.585	831.331
Массовая энthalпия жидкости	кДж/кг	-96.626	-74.297	-50.981	-22.445	-42.809
Массовая теплоемкость жидкости	кДж/кг·К	2.224	1.990	1.843	1.847	1.892
Теплопроводность жидкости	Вт/м·К	0.107	0.118	0.128	0.136	0.122
Динамическая вязкость жидкости	мПа·с	0.239	1.125	13.090	216.601	15.687
Поверхностное натяжение жидкости	мН/м	17.609	25.317	31.305	33.888	27.030

Рис.1.8.1. Пример расчетной модели для анализа точности моделирования свойств псевдокомпонентов в программном продукте «МиР ПиА Процесс+».

Для сравнительного анализа выбрано четыре псевдокомпонента, параметры которых представлены в таблице 1.8.1.

Соответствующие расчетные файлы для программного продукта «МиР ПиА Процесс+» под названиями «Сравнение_псевдокомпоненты_X.ria», где X – название фазы, содержится в дистрибутиве программы. При настройке термодинамики была использована модель состояния и свойств «Пенг-Робинсон» без изменений.

Результаты сравнительного анализа, позволяющие сделать вывод о точности моделирования, представлены в таблицах 1.8.1 – 1.8.15. В таблицах 1.8.2 – 1.8.5 представлены

результаты прогнозирования параметров, используемых самим уравнением состояния Пенга-Робинсона, а в таблицах 1.8.6 – 1.8.15 – результаты моделирования температурно-зависимых свойств паровой и жидкой фаз.

Анализируя данные можно сделать вывод о хорошей точности моделирования свойств псевдокомпонентов в программном продукте «МиР ПиА Процесс+». В большинстве случаев отклонения свойств незначительны, что в целом позволяет сделать вывод о достаточной для технических расчетов точности. В то же время для некоторых значений наблюдаются более существенные отклонения, причем как между «МиР ПиА Процесс+» и аналогами, так и между аналогами. Причем результаты моделирования, полученные в программном продукте «МиР ПиА Процесс+», зачастую располагаются между результатами, полученными с помощью аналогов.

Таблица 1.8.1. Параметры тестовых псевдокомпонентов.

Имя псевдокомпонента	Нормальная температура кипения, °С	Стандартная плотность жидкости, кг/м ³	Молекулярная масса
ПК-1	70	650	86,89
ПК-2	200	750	165,76
ПК-3	350	850	309,06
ПК-4	500	900	527,24

Таблица 1.8.2. Сравнение результатов моделирования свойств псевдокомпонента ПК-1.

Параметр	Ед. изм.	МиР ПиА	HYSYS	Отклонение, %	PRO/II	Отклонение
Критическая температура	°С	231,1	231,5	-0,4 °С	231,1	0,0 °С
Критическое давление	кгс/см ²	29,9	30,0	-0,33 %	29,9	0,0 %
Ацентрический фактор	–	0,331	0,328	0,91 %	0,331	0,0 %

Таблица 1.8.3. Сравнение результатов моделирования свойств псевдокомпонента ПК-2.

Параметр	Ед. изм.	МиР ПиА	HYSYS	Отклонение, %	PRO/II	Отклонение, %
Критическая температура	°С	372,4	372,9	-0,5 °С	372,4	0,0 °С
Критическое давление	кгс/см ²	19,9	20,0	-0,50 %	19,9	0,0 %
Ацентрический фактор	–	0,522	0,520	0,38 %	0,522	0,0 %

Таблица 1.8.4. Сравнение результатов моделирования свойств псевдокомпонента ПК-3.

Параметр	Ед. изм.	МиР ПиА	HYSYS	Отклонение, %	PRO/II	Отклонение, %
Критическая температура	°С	521,8	522,4	-0,6 °С	521,8	0,0 °С
Критическое давление	кгс/см ²	13,6	13,7	-0,74 %	13,6	0,0 %
Ацентрический фактор	–	0,783	0,778	0,64 %	0,783	0,0 %

Таблица 1.8.5. Сравнение результатов моделирования свойств псевдокомпонента ПК-4.

Параметр	Ед. изм.	МиР ПиА	HYSYS	Отклонение, %	PRO/II	Отклонение, %
Критическая температура	°С	646,6	647,5	-0,9 °С	646,6	0,0 °С
Критическое давление	кгс/см ²	8,7	8,8	-1,15 %	8,7	0,0 %
Ацентрический фактор	–	1,200	1,178	1,83 %	1,200	0,0 %

Таблица 1.8.6. Сравнение результатов моделирования свойств пара псевдокомпонента ПК-1 при температуре 80 °С и давлении 1 кгс/см².

Параметр	Ед. изм.	МиР ПиА	HYSYS	Отклоне- ние, %	PRO/II	Отклоне- ние, %
Плотность	кг/м ³	3,016	3,016	0,0	3,016	0,0
Теплоемкость	кДж/кг·К	1,962	2,052	-4,5	1,962	0,0
Теплопроводность	Вт/м·К	0,0176	0,0182	-3,6	1,0179	-1,7
Вязкость	мПа·с	0,00677	0,00690	-1,9	0,00761	-11,7

Таблица 1.8.7. Сравнение результатов моделирования свойств пара псевдокомпонента ПК-2 при температуре 220 °С и давлении 1 кгс/см².

Параметр	Ед. изм.	МиР ПиА	HYSYS	Отклоне- ние, %	PRO/II	Отклоне- ние, %
Плотность	кг/м ³	4,163	4,163	0,0	4,163	0,0
Теплоемкость	кДж/кг·К	2,431	2,514	-3,4	2,431	0,0
Теплопроводность	Вт/м·К	0,0247	0,0240	2,9	0,0256	-3,6
Вязкость	мПа·с	0,00741	0,00729	1,6	0,00841	-12,6

Таблица 1.8.8. Сравнение результатов моделирования свойств пара псевдокомпонента ПК-3 при температуре 370 °С и давлении 1 кгс/см².

Параметр	Ед. изм.	МиР ПиА	HYSYS	Отклоне- ние, %	PRO/II	Отклоне- ние, %
Плотность	кг/м ³	6,047	6,048	0,0	6,050	0,0
Теплоемкость	кДж/кг·К	2,829	2,914	-2,9	2,828	0,0
Теплопроводность	Вт/м·К	0,0316	0,0295	6,9	0,0321	-1,6
Вязкость	мПа·с	0,00803	0,00757	5,9	0,00913	-12,8

Таблица 1.8.9. Сравнение результатов моделирования свойств пара псевдокомпонента ПК-4 при температуре 520 °С и давлении 1 кгс/см².

Параметр	Ед. изм.	МиР ПиА	HYSYS	Отклоне- ние, %	PRO/II	Отклоне- ние, %
Плотность	кг/м ³	8,570	8,577	-0,1	8,585	-0,2
Теплоемкость	кДж/кг·К	3,258	3,347	-2,7	3,258	0,0
Теплопроводность	Вт/м·К	0,0371	0,0332	11,1	0,0361	2,7
Вязкость	мПа·с	0,00816	0,00735	10,4	0,00922	-12,2

Таблица 1.8.10. Сравнение результатов моделирования свойств пара из смеси псевдокомпонентов ПК-1 – ПК-4 при температуре 500 °С и давлении 1 кгс/см².

Параметр	Ед. изм.	МиР ПиА	HYSYS	Отклоне- ние, %	PRO/II	Отклоне- ние, %
Плотность	кг/м ³	4,255	4,255	0,0	4,257	0,0
Теплоемкость	кДж/кг·К	3,216	3,309	-2,9	3,215	0,0
Теплопроводность	Вт/м·К	0,0477	0,0437	8,8	0,0534	-11,3
Вязкость	мПа·с	0,00977	0,01163	-17,4	0,01135	-15,0

Таблица 1.8.11. Сравнение результатов моделирования свойств жидкости псевдокомпонента ПК-1 при температуре 20 °С и давлении 1 кгс/см².

Параметр	Ед. изм.	МиР ПиА	HYSYS	Отклоне- ние, %	PRO/II	Отклоне- ние, %
Плотность	кг/м ³	646,2	645,9	0,0	646,2	0,0
Теплоемкость	кДж/кг·К	2,224	2,318	-4,1	2,224	0,0
Теплопроводность	Вт/м·К	0,107	0,107	0,0	0,115	-7,2
Вязкость	мПа·с	0,239	0,298	-22,0	0,327	-31,1
Поверхност. натяжение	мН/м	17,61	18,26	-3,6	18,00	-2,2

Таблица 1.8.12. Сравнение результатов моделирования свойств пара псевдокомпонента ПК-2 при температуре 20 °С и давлении 1 кгс/см².

Параметр	Ед. изм.	МиР ПиА	HYSYS	Отклоне- ние, %	PRO/II	Отклоне- ние, %
Плотность	кг/м ³	745,9	746,7	-0,1	747,1	-0,2
Теплоемкость	кДж/кг·К	1,990	2,081	-4,5	1,993	-0,2
Теплопроводность	Вт/м·К	0,118	0,118	0,0	0,136	-14,2
Вязкость	мПа·с	1,125	1,393	-21,3	1,345	-17,8
Поверхност. натяжение	мН/м	25,32	24,37	3,8	25,68	-4,1

Таблица 1.8.13. Сравнение результатов моделирования свойств пара псевдокомпонента ПК-3 при температуре 20 °С и давлении 1 кгс/см².

Параметр	Ед. изм.	МиР ПиА	HYSYS	Отклоне- ние, %	PRO/II	Отклоне- ние, %
Плотность	кг/м ³	846,4	847,0	-0,1	847,3	-0,1
Теплоемкость	кДж/кг·К	1,843	1,916	-3,9	1,854	-0,6
Теплопроводность	Вт/м·К	0,128	0,128	0,0	0,082	43,8
Вязкость	мПа·с	13,09	10,48	22,1	13,79	-5,2
Поверхност. натяжение	мН/м	31,31	28,68	8,8	31,62	-1,0

Таблица 1.8.14. Сравнение результатов моделирования свойств пара псевдокомпонента ПК-4 при температуре 20 °С и давлении 1 кгс/см².

Параметр	Ед. изм.	МиР ПиА	HYSYS	Отклоне- ние, %	PRO/II	Отклоне- ние, %
Плотность	кг/м ³	896,6	897,0	0,0	897,5	-0,1
Теплоемкость	кДж/кг·К	1,847	1,944	-5,1	1,877	-1,6
Теплопроводность	Вт/м·К	0,136	0,136	0,0	0,097	33,5
Вязкость	мПа·с	215,6	110,5	64,5	755,0	96,2
Поверхност. натяжение	мН/м	33,89	30,29	11,2	34,16	-0,8

Таблица 1.8.15. Сравнение результатов моделирования свойств пара из смеси псевдокомпонентов ПК-1 – ПК-4 при температуре 20 °С и давлении 1 кгс/см².

Параметр	Ед. изм.	МиР ПиА	HYSYS	Отклоне- ние, %	PRO/II	Отклоне- ние, %
Плотность	кг/м ³	831,3	827,3	0,5	832,2	-0,1
Теплоемкость	кДж/кг·К	1,892	1,976	-4,3	1,911	-1,0
Теплопроводность	Вт/м·К	0,122	0,122	0,0	0,083	38,0
Вязкость	мПа·с	15,69	8,987	54,3	36,73	-80,3
Поверхност. натяжение	мН/м	27,03	25,59	5,5	27,36	-1,2

1.8.2. Задание разгонок

Данный раздел посвящен анализу точности процедуры задания разгонок нефтей и нефтепродуктов. Основная идея тестирования заключается в том, чтобы оценить, насколько точно в программном продукте «МиР ПиА Процесс+» воссоздается исходная разгонка после ее разбиения на псевдокомпоненты.

Для проведения анализа были выбраны три разгонки, лабораторные составы которых представлены в таблицах 1.8.16, 1.8.20 и 1.8.24. Плотности исходных нефтей и нефтепродуктов равны:

разгонка 1 – 815,9 кг/м³
 разгонка 2 – 826,0 кг/м³
 разгонка 3 – 720,0 кг/м³

а) Разгонка 1

Таблица 1.8.16. Исходный фракционный состав (разгонка 1) по ИТК.

Доля, % об.	Температура, °С	Доля, % об.	Температура, °С	Доля, % об.	Температура, °С
0,0	48	32,5	190	55,5	290
10,0	100	35,5	200	57,5	300
12,5	110	38,0	210	60,0	310
15,0	120	40,5	220	61,5	320
18,0	130	42,5	230	63,5	330
20,5	140	45,0	240	65,5	340
23,0	150	47,5	250	68,0	350
25,5	160	49,5	260	70,5	360
27,5	170	51,5	270	–	–
30,5	180	53,5	280	–	–

Сравнение результатов расчетов, полученных в программном продукте «МиР ПиА Процесс+» и его аналогах, с исходной разгонкой (указанные точки получены аппроксимацией), представлены в таблицах 1.8.17 и 1.8.18.

Таблица 1.8.17. Расчетные фракционные составы (разгонка 1) по ИТК.

Доля, % об.	Исходная разгонка, °С	МиР ПиА, °С	Отклонение исходная – МиР ПиА, °С	HYSYS, °С	Отклонение МиР ПиА – HYSYS, °С	Отклонение исходная – HYSYS, °С
НК (1%)	53,93	52,02	1,91	54,74	-2,72	-0,81
5%	75,38	75,20	0,18	77,60	-2,40	-2,22
10%	98,90	99,71	-0,80	100,00	-0,29	-1,10
30%	177,72	179,37	-1,65	179,30	0,07	-1,58
50%	263,42	262,95	0,46	262,30	0,65	1,12
70%	359,19	359,28	-0,09	358,10	1,18	1,09
90%	–	464,40	–	476,60	-12,20	–
95%	–	533,76	–	541,40	-7,64	–
КК (98%)	–	586,08	–	578,60	7,48	–

Таблица 1.8.18. Расчетные фракционные составы (разгонка 1) по ИТК.

Доля, % об.	Исходная разгонка, °С	МиР ПиА, °С	Отклонение исходная – МиР ПиА, °С	PRO/II, °С	Отклонение МиР ПиА – PRO/II, °С	Отклонение исходная – PRO/II, °С
НК (1%)	53,93	52,02	1,91	53,70	-1,68	0,23
5%	75,38	75,20	0,18	75,76	-0,56	-0,38
10%	98,90	99,71	-0,80	99,83	-0,13	-0,93
30%	177,72	179,37	-1,65	178,96	0,41	-1,24
50%	263,42	262,95	0,46	262,52	0,44	0,90
70%	359,19	359,28	-0,09	357,78	1,50	1,41
90%	–	464,40	–	466,03	-1,63	–
95%	–	533,76	–	530,20	3,57	–
КК (98%)	–	586,08	–	584,30	1,78	–

Из рассмотрения данных, приведенных в таблицах 1.8.17 и 1.8.18, видно, что в температурных пределах исходной разгонки все программные продукты обеспечивают очень хорошее совпадение. Несколько меньшее совпадение наблюдается в области высоких температур, где каждый программный продукт реализует собственный метод экстраполяции кривой кипения. Из-за отсутствия исходных данных в этой области величины отклонений в таблицах 1.8.17 и 1.8.18 не представлены.

Таблица 1.8.19. Пересчет в другие типы разгонок.

Тип разгонки	МиР ПиА, °С	HYSYS, °С	Отклонение МиР ПиА - HYSYS, °С	PRO/II, °С	Отклонение МиР ПиА - PRO/II, °С
Кривая ИТК (% масс.)					
НК (1%)	52,99	55,87	-2,88	54,71	-1,72
5	79,02	81,65	-2,63	80,07	-1,04
10	106,14	106,20	-0,06	105,97	0,18
30	192,18	191,70	0,48	191,55	0,63
50	281,30	280,60	0,70	280,40	0,90
70	370,52	369,90	0,62	367,72	2,80
90	480,24	476,90	3,34	482,54	-2,31
95	546,17	528,70	17,47	539,66	6,51
КК (98%)	592,71	584,40	8,31	591,87	0,84
Кривая ASTM D86 (% об.)					
НК (1%)	89,42	89,64	-0,22	87,89	1,53
5	102,04	106,00	-3,97	104,25	-2,21
10	121,89	122,30	-0,41	122,08	-0,19
30	183,75	183,80	-0,05	183,36	0,39
50	256,62	256,00	0,62	256,20	0,42
70	352,99	345,70	7,29	351,28	1,72
90	485,04	456,20	28,84	488,57	-3,53
95	520,35	477,10	43,25	511,51	8,84
КК (98%)	536,69	500,30	36,39	530,85	5,84
Кривая ASTM D1160 (% об.)					
НК (1%)	80,00	79,46	0,54	79,44	0,56
5	89,75	91,16	-1,41	92,26	-2,51

10	106,64	106,80	-0,16	106,29	0,34
30	182,46	182,30	0,16	181,86	0,60
50	262,95	262,40	0,55	262,52	0,44
70	359,28	358,10	1,18	357,78	1,50
90	464,40	467,60	-3,20	466,03	-1,63
95	548,18	518,90	29,28	530,20	17,99
КК (98%)	586,08	578,60	7,48	584,30	1,78

б) Разгонка 2

Таблица 1.8.20. Исходный фракционный состав (разгонка 2) по ИТК.

Доля, % масс.	Темпе- ратура, °С	Доля, % масс.	Темпе- ратура, °С	Доля, % масс.	Темпе- ратура, °С
0	25	31,6	210	60,7	370
4,4	60	33,2	220	62,6	380
5,5	70	34,9	230	64,5	390
6,9	80	36,5	240	66,3	400
8,4	90	38,2	250	68,1	410
10,4	100	40,1	260	69,9	420
12,4	110	42	270	71,6	430
14,2	120	44	280	73,3	440
16,3	130	45,9	290	75	450
18,4	140	47,8	300	76,6	460
20,4	150	49,8	310	78,2	470
22,4	160	51,7	320	79,8	480
24,4	170	53,7	330	81,3	490
26,4	180	55,6	340	82,8	500
28,1	190	57,3	350	–	–
29,9	200	58,8	360	–	–

Таблица 1.8.21. Расчетные фракционные составы (разгонка 2) по ИТК.

Доля, % масс.	Исходная разгонка, °С	МиР ПиА, °С	Отклонение исходная – МиР ПиА, °С	НYSYS, °С	Отклонение МиР ПиА – НYSYS, °С	Отклонение исходная – НYSYS, °С
НК (1%)	39,28	35,42	3,86	32,81	2,61	6,47
5%	64,18	65,09	-0,92	65,33	-0,24	-1,15
10%	93,94	97,98	-4,04	98,28	-0,30	-4,34
30%	203,82	200,70	3,12	200,70	0,00	3,12
50%	310,20	311,15	-0,95	311,10	0,05	-0,90
70%	422,11	419,65	2,46	420,70	-1,05	1,41
90%	–	559,71	–	560,20	-0,49	–
95%	–	647,95	–	625,20	22,75	–
КК (98%)	–	725,59	–	689,20	36,39	–

Таблица 1.8.22. Расчетные фракционные составы (разгонка 2) по ИТК.

Доля, % масс.	Исходная разгонка, °С	МиР ПиА, °С	Отклонение исходная – МиР ПиА, °С	ПРО/II, °С	Отклонение МиР ПиА – ПРО/II, °С	Отклонение исходная – ПРО/II, °С
НК (1%)	39,28	35,42	3,86	32,41	3,00	6,87
5%	64,18	65,09	-0,92	65,33	-0,24	-1,16
10%	93,94	97,98	-4,04	97,95	0,03	-4,01
30%	203,82	200,70	3,12	200,72	-0,02	3,10
50%	310,20	311,15	-0,95	311,13	0,02	-0,93
70%	422,11	419,65	2,46	420,69	-1,04	1,42
90%	–	559,71	–	561,04	-1,33	–
95%	–	647,95	–	637,80	10,15	–
КК (98%)	–	725,59	–	724,23	1,35	–

Таблица 1.8.23. Пересчет в другие типы разгонок.

Тип разгонки	МиР ПиА, °С	HYSYS, °С	Отклонение МиР ПиА - HYSYS, °С	ПРО/II, °С	Отклонение МиР ПиА - ПРО/II, °С
Кривая ИТК (% об.)					
НК (1%)	35,42	31,70	3,72	31,04	4,38
5	57,43	57,55	-0,12	57,61	-0,17
10	89,22	89,86	-0,64	89,02	0,20
30	180,29	180,20	0,09	180,32	-0,04
50	289,01	289,10	-0,09	289,05	-0,04
70	400,32	400,30	0,02	400,32	0,00
90	537,32	543,60	-6,28	540,79	-3,47
95	627,75	608,90	18,85	621,40	6,35
КК (98%)	716,11	679,70	36,41	709,75	6,36
Кривая ASTM D86 (% об.)					
НК (1%)	65,99	59,05	6,94	55,67	10,32
5	81,54	80,29	1,25	78,47	3,07
10	105,66	106,40	-0,74	105,42	0,24
30	180,22	180,20	0,02	180,25	-0,04
50	281,42	281,50	-0,08	281,46	-0,04
70	396,37	384,20	12,17	396,36	0,01
90	583,91	524,00	59,91	590,22	-6,31
95	628,43	548,10	80,33	614,72	13,70
КК (98%)	649,03	573,00	76,03	641,58	7,45
Кривая ASTM D1160 (% об.)					
НК (1%)	61,43	57,20	4,23	55,28	6,15
5	73,10	70,24	2,86	72,40	0,70
10	92,89	93,32	-0,43	92,71	0,18
30	181,20	180,80	0,40	181,36	-0,16
50	289,01	289,10	-0,09	289,05	-0,04
70	400,32	400,30	0,02	400,32	0,00
90	537,32	543,60	-6,28	540,79	-3,47
95	660,85	641,00	19,85	621,40	39,46
КК (98%)	716,11	679,70	36,41	709,75	6,36

в) Разгонка 3

Таблица 1.8.24. Исходный фракционный состав (разгонка 3) по ASTM D86.

Доля, % об.	Темпе- ратура, °С	Доля, % об.	Темпе- ратура, °С	Доля, % об.	Темпе- ратура, °С
0,00	15,00	4,11	102,00	39,71	228,00
0,70	41,00	5,67	118,00	54,16	260,00
0,88	51,00	7,39	134,00	71,92	291,00
1,38	61,00	9,30	150,00	83,90	324,00
1,98	71,00	13,59	166,00	93,71	356,00
2,61	81,00	18,88	182,00	97,69	371,00
3,27	91,00	25,82	198,00	–	–

Таблица 1.8.25. Расчетные фракционные составы (разгонка 3) по ASTM D86.

Доля, % об.	Исходная разгонка, °С	МиР ПиА, °С	Отклонение исходная – МиР ПиА, °С	HYSYS , °С	Отклонение МиР ПиА – HYSYS, °С	Отклонение исходная – HYSYS, °С
НК (1%)	50,43	57,60	-7,17	-57,30	114,90	107,73
5%	107,82	109,74	-1,91	71,82	37,92	36,00
10%	153,00	152,82	0,18	152,00	0,82	1,00
30%	205,39	207,44	-2,04	207,30	0,13	-1,91
50%	245,45	252,16	-6,71	250,90	1,26	-5,45
70%	297,00	287,36	9,63	287,10	0,26	9,90
90%	335,00	343,75	-8,75	344,20	-0,45	-9,20
95%	357,51	363,92	-6,40	369,60	-5,68	-12,09
КК (98%)	378,52	373,25	5,27	376,10	-2,85	2,42

Таблица 1.8.26. Расчетные фракционные составы (разгонка 3) по ASTM D86.

Доля, % об.	Исходная разгонка, °С	МиР ПиА, °С	Отклонение исходная – МиР ПиА, °С	PRO/II, °С	Отклонение МиР ПиА – PRO/II, °С	Отклонение исходная – PRO/II, °С
НК (1%)	50,43	57,60	-7,17	56,76	0,84	-6,33
5%	107,82	109,74	-1,91	113,71	-3,98	-5,89
10%	153,00	152,82	0,18	153,95	-1,13	-0,95
30%	205,39	207,44	-2,04	206,60	0,83	-1,21
50%	245,45	252,16	-6,71	251,11	1,05	-5,66
70%	297,00	287,36	9,63	287,56	-0,20	9,44
90%	335,00	343,75	-8,75	344,96	-1,21	-9,96
95%	357,51	363,92	-6,40	361,07	2,85	-3,56
КК (98%)	378,52	373,25	5,27	374,53	-1,28	3,99

Таблица 1.8.27. Пересчет в другие типы разгонок.

Тип разгонки	МиР ПиА, °С	HYSYS, °С	Отклонение МиР ПиА - HYSYS, °С	PRO/II, °С	Отклонение МиР ПиА - PRO/II, °С
Кривая ИТК (% об.)					
НК (1%)	37,69	-11,75	49,44	44,43	-6,74
5	84,12	74,43	9,69	94,50	-10,38
10	128,87	128,50	0,37	129,87	-1,00
30	201,74	201,60	0,14	200,86	0,88
50	258,28	257,00	1,28	257,17	1,10
70	300,45	300,00	0,45	300,57	-0,12
90	355,75	356,30	-0,55	356,62	-0,87
95	389,61	384,10	5,51	392,15	-2,54
КК (98%)	403,75	405,90	-2,15	421,84	-18,09
Кривая ИТК (% масс.)					
НК (1%)	39,33	-1,70	41,03	48,76	-9,44
5	92,66	87,56	5,10	100,77	-8,11
10	136,62	137,90	-1,28	135,36	1,26
30	207,71	208,10	-0,39	206,94	0,77
50	264,07	263,00	1,07	263,01	1,06
70	303,66	303,90	-0,24	304,83	-1,17
90	359,84	360,10	-0,26	361,75	-1,90
95	390,62	387,20	3,42	395,41	-4,79
КК (98%)	403,75	406,80	-3,05	425,30	-21,55
Кривая ASTM D1160 (% об.)					
НК (1%)	60,51	-1,30	61,81	48,76	11,74
5	99,21	85,35	13,86	100,77	-1,56
10	138,37	137,90	0,47	135,36	3,01
30	206,86	206,70	0,16	206,94	-0,08
50	258,28	257,10	1,18	263,01	-4,73
70	300,45	300,00	0,45	304,83	-4,38
90	355,75	356,30	-0,55	361,75	-6,00
95	388,65	384,10	4,55	395,41	-6,76
КК (98%)	403,75	405,90	-2,15	425,30	-21,55

1.8.3. Пересчет между различными типами разгонок

В данном разделе рассматривается вопрос о точности пересчета между различными типами разгонок. Основной задачей данного раздела является выявление погрешности, связанной именно с процедурой перевода кривой кипения из одного типа в другой.

а) Разгонка 1

Таблица 1.8.28. Сравнение заданной разгонки ИТК.

Доля, %об.	Исходная разгонка, °С	МиР ПиА, °С	Отклонение МиР ПиА - Исходная, °С	HYSYS, °С	Отклонение HYSYS - Исходная, °С	PRO/II, °С	Отклонение PRO/II - Исходная, °С
НК (1%)	52,00	51,65	-0,35	52,00	0,00	51,49	-0,51
5	75,00	75,12	0,11	74,98	-0,02	75,04	0,04
10	100,00	99,72	-0,28	100,00	0,00	99,94	-0,06
30	180,00	179,23	-0,77	180,00	0,00	180,04	0,04
50	264,00	262,65	-1,35	264,00	0,00	264,11	0,11
70	360,00	357,39	-2,62	360,20	0,20	359,78	-0,22
90	495,00	492,20	-2,80	495,60	0,60	495,33	0,33
95	579,00	561,16	-17,84	578,90	-0,10	578,90	-0,10
КК (98%)	639,00	621,37	-17,63	637,00	-2,00	640,71	1,71

Таблица 1.8.29. Пересчет в другие типы разгонок.

Тип разгонки	МиР ПиА, °С	HYSYS, °С	Абсолютное отклонение МиР ПиА - HYSYS, °С	PRO/II, °С	Абсолютное отклонение МиР ПиА - PRO/II, °С
Кривая ИТК (% масс.)					
НК (1%)	51,91	53,12	-1,21	52,85	-0,94
5	79,87	79,58	0,28	79,30	0,56
10	105,77	107,20	-1,43	107,23	-1,46
30	192,89	193,10	-0,21	192,36	0,53
50	278,26	280,60	-2,34	283,05	-4,79
70	377,06	380,10	-3,04	370,11	6,94
90	503,85	516,20	-12,35	519,20	-15,35
95	576,49	593,80	-17,31	592,04	-15,55
КК (98%)	628,14	640,50	-12,36	652,38	-24,24
Кривая ASTM D86 (% об.)					
НК (1%)	89,04	86,49	2,55	84,84	4,20
5	101,87	103,40	-1,53	102,90	-1,03
10	121,94	122,10	-0,16	121,99	-0,05
30	183,63	184,30	-0,67	184,32	-0,69
50	256,33	257,60	-1,27	257,72	-1,39
70	350,76	354,00	-3,24	353,29	-2,53
90	534,36	538,30	-3,94	538,22	-3,86
95	570,96	570,10	0,86	566,03	4,93
КК (98%)	587,90	592,00	-4,10	586,60	1,30

Кривая ASTM D1160 (% об.)					
НК (1%)	79,76	77,30	2,46	77,63	2,12
5	89,65	89,06	0,58	91,54	-1,89
10	106,68	106,90	-0,22	106,29	0,39
30	182,33	182,90	-0,57	182,90	-0,57
50	262,65	264,00	-1,35	264,11	-1,46
70	357,39	360,20	-2,82	359,78	-2,40
90	492,20	495,60	-3,40	495,33	-3,13
95	581,18	578,90	2,28	578,90	2,28
КК (98%)	621,37	637,00	-15,63	640,71	-19,34

б) Разгонка 2

Таблица 1.8.30. Сравнение заданной разгонки ИТК.

Доля, %масс.	Исходная разгонка, °С	МиР ПиА, °С	Отклонение МиР ПиА - Исходная, °С	HYSYS, °С	Отклонение HYSYS - Исходная, °С	PRO/II, °С	Отклонение PRO/II - Исходная, °С
НК (1%)	35,00	38,55	3,55	35,00	0,00	31,702	-3,30
5	65,00	65,03	0,03	65,01	0,01	65,148	0,15
10	100,00	99,81	-0,19	99,93	-0,07	99,921	-0,08
30	200,00	199,93	-0,07	200,10	0,10	200,1	0,10
50	310,00	309,67	-0,33	309,90	-0,10	310	0,00
70	420,00	418,52	-1,48	420,30	0,30	419,96	-0,04
90	600,00	600,70	0,70	600,30	0,30	600,67	0,67
95	710,00	699,76	-10,25	710,10	0,10	710,43	0,43
КК (98%)	800,00	788,73	-11,27	791,80	-8,20	804,77	4,77

Таблица 1.8.31. Пересчет в другие типы разгонок.

Тип разгонки	МиР ПиА, °С	HYSYS, °С	Абсолютное отклонение МиР ПиА - HYSYS, °С	PRO/II, °С	Абсолютное отклонение МиР ПиА - PRO/II, °С
Кривая ИТК (% об.)					
НК (1%)	38,55	33,57	4,98	28,3	10,25
5	57,66	58,55	-0,89	59,33	-1,66
10	90,30	88,99	1,31	88,55	1,75
30	181,18	183,50	-2,32	183,7	-2,48
50	286,61	284,80	1,81	284,1	2,52
70	391,89	394,90	-3,01	401,9	-10,00
90	584,62	573,50	11,12	565,5	19,12
95	667,08	681,70	-14,62	684,5	-17,43
КК (98%)	772,68	784,50	-11,82	781	-8,28
Кривая ASTM D86 (% об.)					
НК (1%)	70,22	61,50	8,72	52,22	18,00
5	84,70	81,65	3,05	79,85	4,85

10	107,41	106,20	1,21	105,9	1,54
30	181,75	184,70	-2,95	185,1	-3,33
50	279,13	277,40	1,73	276,7	2,40
70	386,54	391,00	-4,46	399,9	-13,37
90	681,28	656,00	25,28	637,2	44,10
95	727,17	693,30	33,87	670,8	56,37
КК (98%)	748,41	724,80	23,61	698	50,36
Кривая ASTM D1160 (% об.)					
НК (1%)	64,44	57,69	6,75	52,12	12,33
5	75,39	71,26	4,13	72,92	2,47
10	94,22	93,22	1,00	92,59	1,64
30	182,32	185,10	-2,78	185,3	-2,98
50	286,61	285,00	1,61	284,1	2,52
70	391,89	394,90	-3,01	401,9	-10,00
90	584,62	573,50	11,12	565,5	19,12
95	714,64	681,70	32,94	684,5	30,14
КК (98%)	772,68	784,50	-11,82	781	-8,28

в) Разгонка 3

Таблица 1.8.32. Сравнение заданной разгонки ASTM D86.

Доля, % об.	Исходная разгонка, °С	МиР ПиА, °С	Отклонение МиР ПиА - Исходная, °С	HYSY S, °С	Отклонение HYSYS - Исходная, °С	PRO/II, °С	Отклонение PRO/II - Исходная, °С
НК (1%)	90,00	97,56	7,56	93,39	3,39	84,264	-5,74
5	96,00	102,03	6,03	97,29	1,29	95,327	-0,67
10	111,00	111,75	0,75	111,00	0,00	111,24	0,24
30	211,00	211,55	0,55	210,70	-0,30	210,37	-0,63
50	251,00	251,81	0,81	251,10	0,10	251,07	0,07
70	282,00	283,02	1,02	282,20	0,20	281,93	-0,07
90	337,00	339,56	2,56	337,20	0,20	337,27	0,27
95	352,00	354,02	2,02	353,80	1,80	351,68	-0,32
КК (98%)	360,00	360,71	0,71	361,80	1,80	360,27	0,27

Таблица 1.8.33. Пересчет в другие типы разгонок.

Тип разгонки	МиР ПиА, °С	HYSYS, °С	Абсолютное отклонение МиР ПиА - HYSYS, °С	PRO/II, °С	Абсолютное отклонение МиР ПиА - PRO/II, °С
Кривая ИТК (% об.)					
НК (1%)	64,75	60,19	4,56	52,68	12,07
5	70,30	69,55	0,75	69,22	1,08
10	93,70	92,92	0,78	93,02	0,69
30	205,94	205,10	0,84	204,7	1,23
50	257,91	257,20	0,71	257,1	0,78

70	296,12	295,10	1,02	295	1,13
90	351,53	349,50	2,03	349,5	2,02
95	370,48	370,30	0,18	375,2	-4,76
КК (98%)	379,15	385,00	-5,85	390,6	-11,42
Кривая ИТК (% масс.)					
НК (1%)	64,75	60,38	4,37	54,61	10,14
5	72,64	72,15	0,48	71,43	1,20
10	102,16	100,40	1,76	101,2	0,92
30	213,92	215,00	-1,08	214,3	-0,39
50	262,76	261,50	1,26	261,6	1,11
70	299,31	299,00	0,31	298	1,33
90	354,46	352,50	1,96	353,8	0,70
95	372,45	372,20	0,25	377,2	-4,77
КК (98%)	379,15	385,90	-6,75	391,6	-12,45
Кривая ASTM D1160 (% об.)					
НК (1%)	85,51	82,45	3,05	76,89	8,62
5	90,31	86,18	4,13	86,18	4,13
10	100,15	99,42	0,73	99,59	0,56
30	211,24	210,40	0,84	210	1,27
50	257,91	257,40	0,51	257,1	0,78
70	296,12	295,10	1,02	295	1,13
90	351,53	349,50	2,03	349,5	2,02
95	370,44	370,50	-0,06	375,2	-4,80
КК (98%)	379,15	385,00	-5,85	390,6	-11,42

1.8.4. Содержание компонентов в нефтяных фракциях

Данный раздел посвящен анализу точности моделирования содержания различных компонентов в нефтяных фракциях. Для сравнения была выбрана Западно-Сибирская нефть со следующим суммарным содержанием:

ароматика	– 29,06 % об.
нефтенy	– 47,35 % об.
сера	– 0,56 % масс.
кокс	– 2,41 % масс.
железо	– 5,421 ppm
никель	– 6,555 ppm
ванадий	– 21,6 ppm.

Для оценки распределения указанных компонентов по технологическим потокам была рассмотрена простейшая ситуация, в которой исходная нефть сепарировалась при температуре 200 °С и давлении 1 кгс/см².

Соответствующая модель, созданная в программном продукте «МиР ПиА Процесс+», представлена на рисунке 1.8.2. В качестве примеров на рисунках 1.8.3 и 1.8.4 показаны некоторые характеристики нефти, заложенные в модель.

Данная модель включена в состав дистрибутива и сохранена в файле «Компоненты_нефтяных_фракций.pia».

Результаты сравнительного анализа представлены в таблице 1.8.34. Из рассмотрения данных таблицы 1.8.34 можно сделать вывод о хорошем согласовании результатов моделирования, полученных с помощью различных программных продуктов.

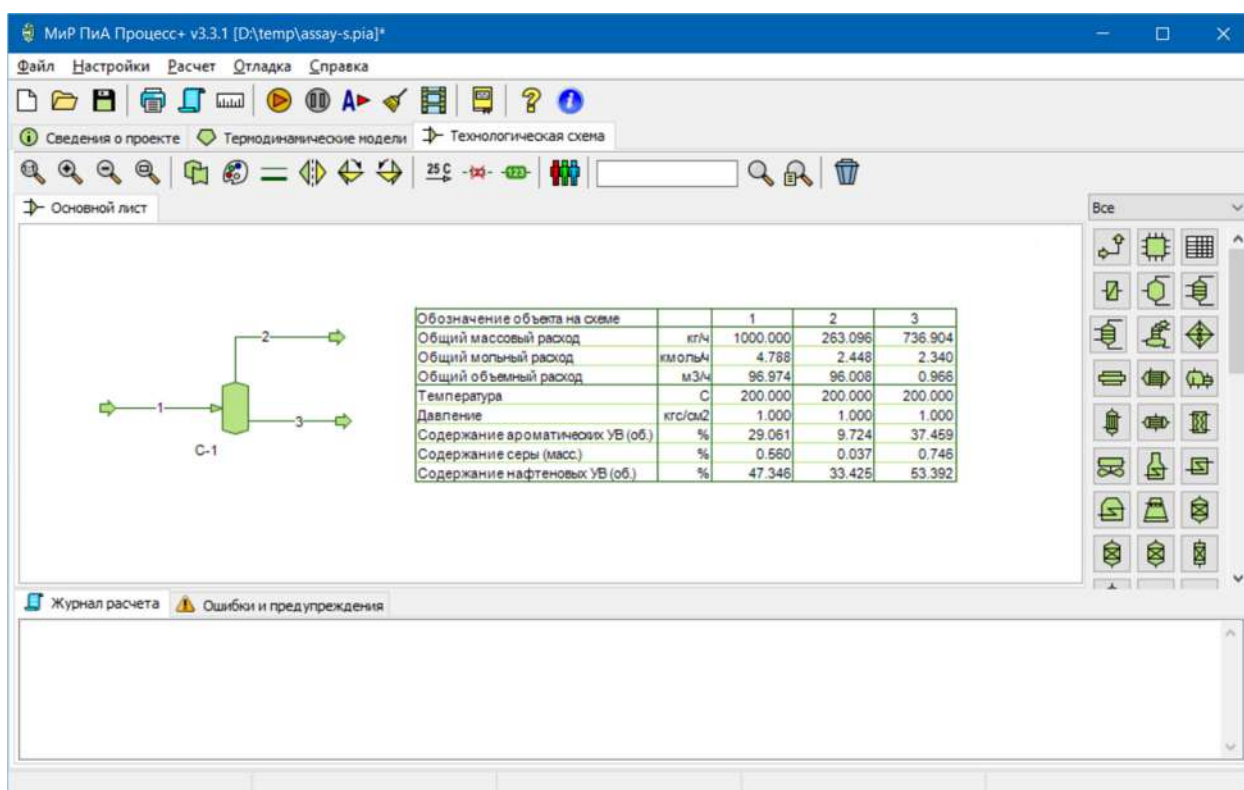


Рис. 1.8.2. Расчетная модель для анализа распределения компонентов нефтяных фракций в программном продукте «МиР ПиА Процесс+».

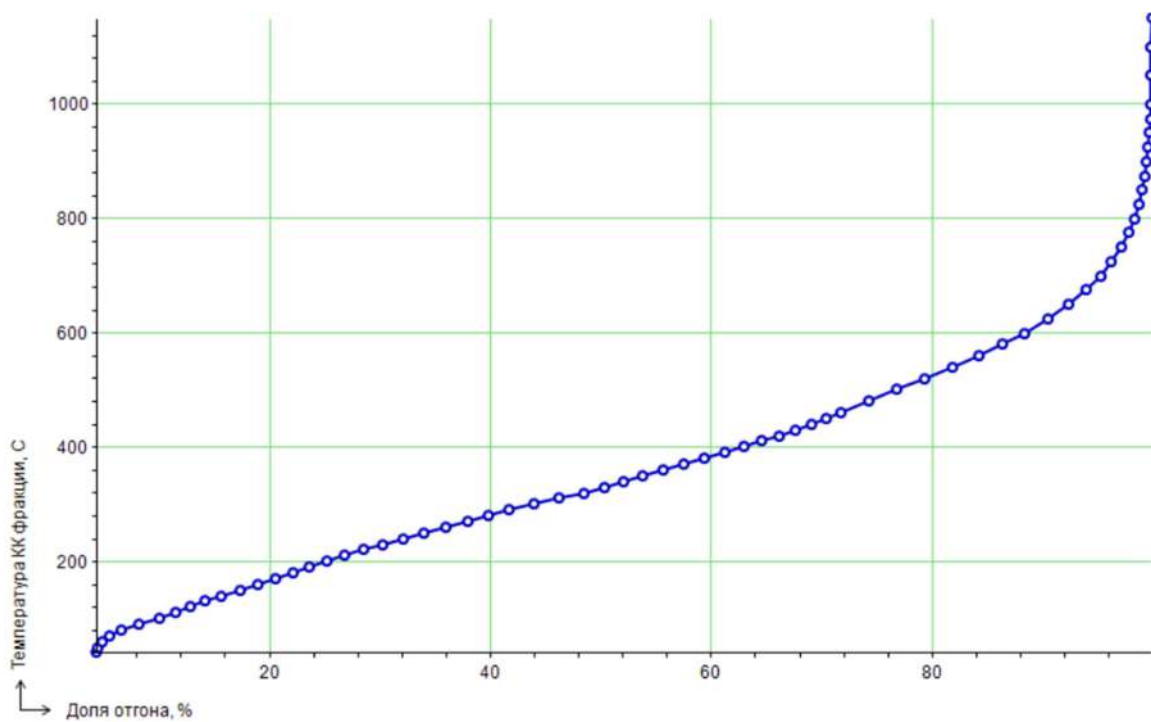


Рис. 1.8.3. Кривая кипения ИТК исходной нефти.

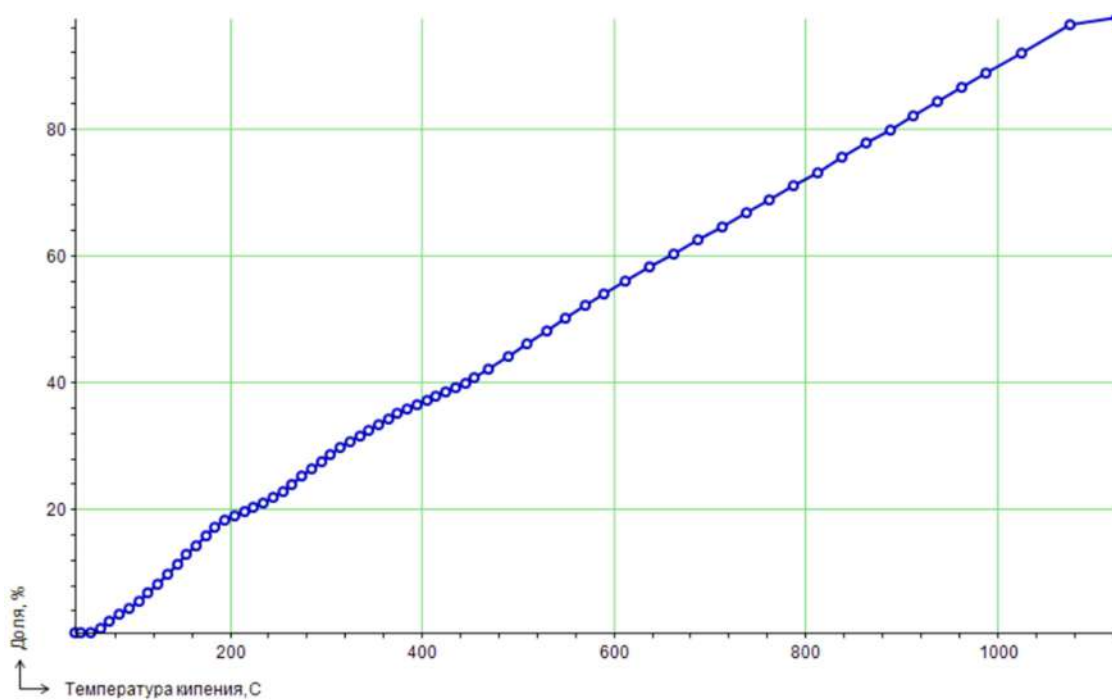


Рис. 1.8.4. Кривая распределения содержания ароматики по фракциям исходной нефти.

Таблица 1.8.34. Сравнение результатов расчета распределения компонентов нефти между газом и жидкостью.

Параметр	Ед.изм.	МиР ПиА	HYSYS	Откло- нение	PRO/II	Откло- нение
Доля парового потока при 200 °С	% масс.	26,3	26,6	-0,3 %	28,2	1,9 %
Содержание ароматики в паре	% об.	9,72	9,44	0,28 %	9,53	0,19 %
Содержание ароматики в жидк.	% об.	37,46	37,73	-0,27 %	37,47	-0,01 %
Содержание нефтяных в паре	% об.	33,43	35,75	-2,32 %	–	–
Содержание нефтяных в жидк.	% об.	53,39	51,51	1,88 %	–	–
Содержание серы в паре	% масс.	0,04	0,04	0,00 %	–	–
Содержание серы в жидкости	% масс.	0,75	0,75	0,00 %	–	–
Содержание кокса в паре	% масс.	0,00	0,00	0,00 %	–	–
Содержание кокса в жидкости	% масс.	3,27	3,28	-0,01 %	–	–
Содержание железа в паре	ppm	0,0643	0,0639	0,0004 ppm	–	–
Содержание железа в жидкости	ppm	7,334	7,361	-0,027 ppm	–	–
Содержание никеля в паре	ppm	0,065	0,065	0,000 ppm	–	–
Содержание никеля в жидкости	ppm	8,872	8,904	-0,032 ppm	–	–
Содержание ванадия в паре	ppm	0,136	0,135	0,001 ppm	–	–
Содержание ванадия в жидкости	ppm	29,27	29,38	-0,11 ppm	–	–

1.9. Моделирование гидратообразования

1.9.1. Гидратообразование без ингибиторов

Данный раздел может представлять интерес при моделировании установок комплексной подготовки газа. Здесь представлены результаты моделирования процесса гидратообразования в углеводородном газе, насыщенном водяным паром, при отсутствии ингибитора. В качестве исходных данных были использованы составы углеводородных газов, представленные в литературе [8]. Там же приведены экспериментальные данные и результаты расчетов по температурам гидратообразования. Моделирование проводилось с помощью уравнения состояния Пенга-Робинсона.

Расчетная модель, созданная в программном продукте «МиР ПиА Процесс+», представлена на рисунке 1.9.1. Данная модель включена в состав дистрибутива и сохранена в файле «Гидратообразование_без_ингибитора.ria».

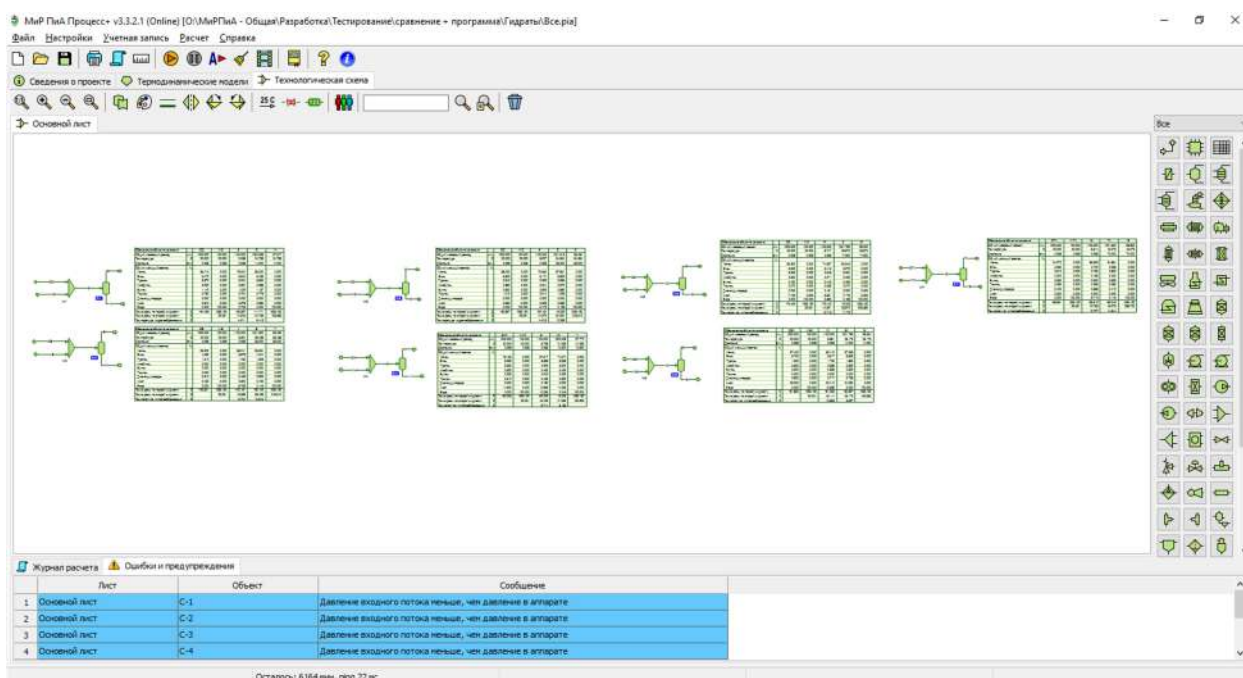


Рис.1.9.1. Пример расчетной модели для анализа точности расчета температуры гидратообразования в программном продукте «МиР ПиА Процесс+».

Результаты моделирования, полученные с помощью программного продукта «МиР ПиА Процесс+» и его аналогов, представлены в таблицах 1.9.1 – 1.9.14. Из рассмотрения данных таблиц видно хорошее согласование между результатами моделирования и имеющимися данными.

Таблица 1.9.1. Химический состав газа D.

Вещество	% масс.	Вещество	% масс.
Метан	86,41	Бутан	1,14
Этан	6,47	Пентан	0,78
Пропан	3,57	Азот	0,64
Изобутан	0,99	-	-

Таблица 1.9.2. Результаты сравнения для состава газа D.

Газ	Давление, атм	Температура образования гидрата, °С						
		Эксп.	Расчет	Откл., °С	МиР ПиА	Откл., °С	HYSYS	Откл., °С
D	14	6,66	6,6	-0,6	6,42	-0,24	6,87	0,21
	28	12,77	12,2	-0,07	11,87	-0,9	12,47	-0,3
	56	17,5	16,4	-0,9	16,56	-0,94	17,51	0,01
	105	21,1	20,3	-0,8	19,26	-1,84	20,95	0,15

Таблица 1.9.3. Химический состав газа B.

Вещество	% масс.	Вещество	% масс.
Метан	93,2	Диоксид углерода	0,51
Этан	4,25	Азот	0,43
Пропан	1,61	-	-

Таблица 1.9.4. Результаты сравнения для состава газа B.

Газ	Давление, атм	Температура образования гидрата, °С						
		Эксп.	Расчет	Откл., °С	МиР ПиА	Откл., °С	HYSYS	Откл., °С
B	17,5	5,0	4,8	-0,2	5,18	0,18	3,88	-1,12
	35	10,8	10,8	0,0	10,62	-0,12	9,57	-1,23
	70	15,8	15,4	-0,4	15,53	-0,27	14,62	-0,27
	175	21,1	21,2	0,1	16,34	-4,76	19,66	-1,44

Таблица 1.9.5. Химический состав газа C.

Вещество	% масс.	Вещество	% масс.
Метан	88,0	Бутан	0,89
Этан	6,82	Пентан	1,01
Пропан	2,54	Азот	0,36
Изобутан	0,38	-	-

Таблица 1.9.6. Результаты сравнения для состава газа C.

Газ	Давление, атм	Температура образования гидрата, °С						
		Эксп.	Расчет	Откл., °С	МиР ПиА	Откл., °С	HYSYS	Откл., °С
C	14	4,45	5,0	0,55	5,13	0,68	5,26	0,81
	35	11,7	12,3	0,6	12,27	0,57	12,71	1,01
	70	16,9	16,9	0,0	16,83	-0,07	17,57	0,67
	105	19,2	19,8	0,6	18,47	-0,73	19,79	0,59

Таблица 1.9.7. Химический состав газа 4H.

Вещество	% масс.	Вещество	% масс.
Метан	75,16	Бутан	0,05
Этан	5,95	Пентан	0,51
Пропан	3,33	Диоксид углерода	0,2
Изобутан	0,5	Азот	14,3

Таблица 1.9.8. Результаты сравнения для состава газа 4H.

Газ	Давление, атм	Температура образования гидрата, °С						
		Эксп.	Расчет	Откл., °С	МиР ПиА	Откл., °С	HYSYS	Откл., °С
4H	10,5	2,8	1,9	-0,9	3,16	0,36	2,94	0,14
	17,5	7,0	7,1	0,1	7,26	0,26	7,11	0,11
	28	11,1	10,7	-0,4	10,78	-0,48	10,91	-0,19

Таблица 1.9.9. Химический состав газа 5.

Вещество	% масс.	Вещество	% масс.
Метан	82,5	Бутан	0,49
Этан	5,99	Пентан	0,07
Пропан	3,26	Диоксид углерода	0,2
Изобутан	0,3	Азот	7,19

Таблица 1.9.10. Результаты сравнения для состава газа 5.

Газ	Давление, атм	Температура образования гидрата, °С						
		Эксп.	Расчет	Откл., °С	МиР ПиА	Откл., °С	HYSYS	Откл., °С
5	17,5	6,0	7,0	1,0	7,18	1,18	7,39	1,39
	28	9,8	10,2	0,4	10,76	0,96	11,18	1,38
	56	15,5	15,7	0,2	15,43	-0,07	16,39	0,89

Таблица 1.9.11. Химический состав газа 6К.

Вещество	% масс.	Вещество	% масс.
Метан	67,4	Бутан	0,6
Этан	3,7	Диоксид углерода	0,8
Пропан	1,9	Азот	2,5
Изобутан	0,6	-	-

Таблица 1.9.12. Результаты сравнения для состава газа 6К.

Газ	Давление, атм	Температура образования гидрата, °С						
		Эксп.	Расчет	Откл., °С	МиР ПиА	Откл., °С	HYSYS	Откл., °С
6К	14	3,2	3,7	0,5	3,99	0,79	3,52	0,32
	21	6,5	7,0	0,5	7,18	0,68	6,82	0,32
	28	8,8	9,0	0,2	9,29	0,49	9,13	0,33

Таблица 1.9.13. Химический состав газа 7А.

Вещество	% масс.	Вещество	% масс.
Метан	94,97	Бутан	0,36
Этан	2,96	Пентан	0,28
Пропан	0,81	Диоксид углерода	0,42
Изобутан	0,20	-	-

Таблица 1.9.14. Результаты сравнения для состава газа 7А.

Газ	Давление, атм	Температура образования гидрата, °С						
		Эксп.	Расчет	Откл., °С	МиР ПиА	Откл., °С	HYSYS	Откл., °С
7А	21	3,1	3,5	0,4	5,34	2,44	5,53	2,63
	28	6,0	8,0	2,0	7,86	1,86	7,96	1,96
	35	8,0	9,2	1,2	9,60	1,60	9,80	1,80
	42	9,8	11,0	1,2	10,99	1,19	11,26	1,46
	56	12,2	12,8	0,6	13,11	0,91	13,45	1,25
	70	14,1	14,3	0,2	14,64	0,54	15,03	0,93

1.9.2. Гидратообразование с ингибиторами

Здесь представлены результаты моделирования процесса гидратообразования в углеводородном газе, насыщенном водяным паром, при наличии ингибитора. В качестве исходных данных был использован состав углеводородного газа, представленный в литературе [8] (см. таблицу 1.9.15). Расход углеводородного газа принимался равным 1000 кг/ч.

В качестве основного параметра, по которому проводилось сравнение, было использовано снижение температуры гидратообразования за счет ингибитора. Особенностью сравнения в данном случае являлось то, что концентрация ингибитора в жидкой фазе бралась из результатов расчетов программного продукта "МиР ПиА Процесс+". Моделирование проводилось с помощью модели состояния и свойств Пенг-Робинсон-NRTL.

Таблица 1.9.15. Химический состав газа D.

Вещество	% масс.	Вещество	% масс.
Метан	86,41	Бутан	1,14
Этан	6,47	Пентан	0,78
Пропан	3,57	Азот	0,64
Изобутан	0,99	-	-

а) Метанол

Расчетная модель, созданная в программном продукте «МиР ПиА Процесс+», представлена на рисунке 1.9.2. Данная модель включена в состав дистрибутива и сохранена в файле «Гидратообразование_с_метанолом.pia».

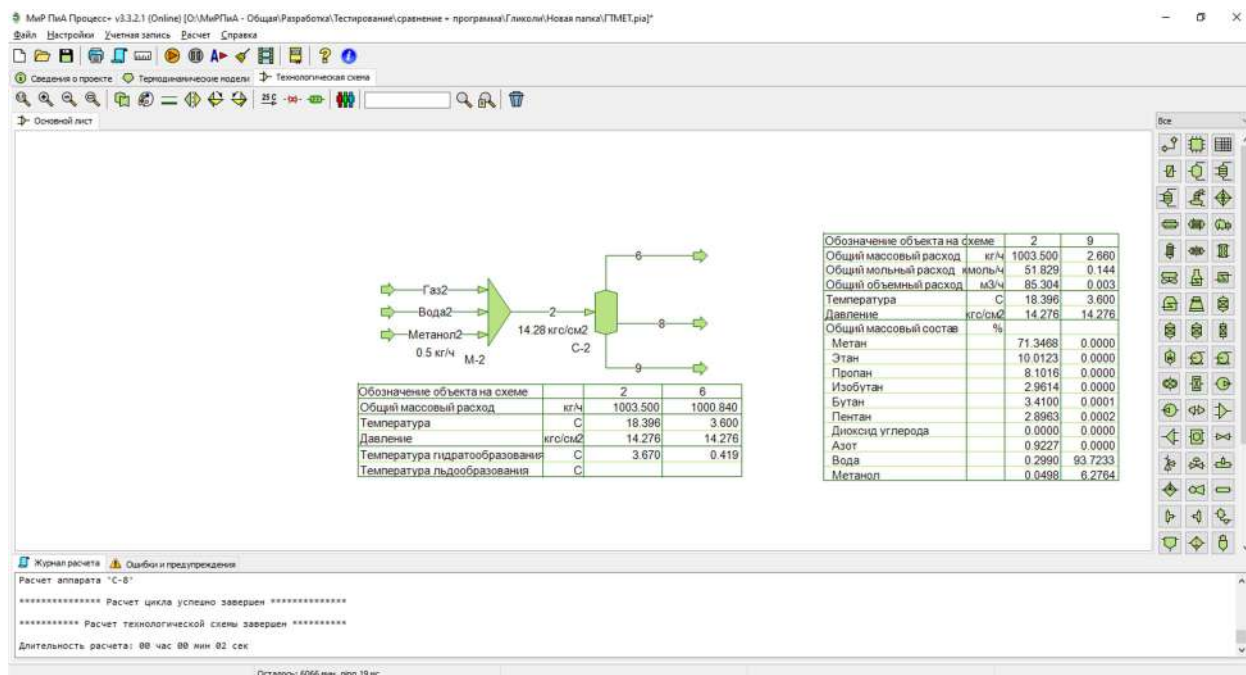


Рис.1.9.2. Пример расчетной модели для анализа точности расчета температуры гидратообразования с метанолом в программном продукте «МиР ПиА Процесс+».

Результаты проведенного сравнительного анализа представлены в таблицах 1.9.16 и 1.9.17. Результаты получены для двух значений давления и при различных значениях расхода добавляемого метанола. Снижение температуры гидратообразования обозначено через ΔT . Данные таблиц 1.9.16 и 1.9.17 свидетельствуют о хорошем согласовании результатов расчета.

Таблица 1.9.16. Результаты сравнительного анализа снижения температуры гидратообразования при добавлении метанола при давлении 1,4 МПа.

Расход метанола, кг/ч	Температура гидратообразования, °С				
	МиР ПиА	ΔТ, °С МиР ПиА	PRO/II	ΔТ, °С PRO/II	ΔТ, °С [9]
0,0	6,30	0,00	6,75	0,00	0,0
0,5	3,67	2,63	3,99	2,76	2,6
1,0	0,06	6,24	0,09	6,21	6,2
2,2	-12,00	18,30	-12,97	19,72	18,5

Таблица 1.9.17. Результаты сравнительного анализа снижения температуры гидратообразования при добавлении метанола при давлении 5,0 МПа.

Расход метанола, кг/ч	Температура гидратообразования, °С				
	МиР ПиА	ΔТ, °С МиР ПиА	PRO/II	ΔТ, °С PRO/II	ΔТ, °С [9]
0,0	15,75	0,00	16,65	0,00	0,0
0,5	11,8	3,95	12,40	4,25	4,0
1,0	6,87	8,88	6,88	9,77	8,5
2,2	-5,25	21,00	-6,90	23,55	22,0

б) Этиленгликоль

Расчетная модель, созданная в программном продукте «МиР ПиА Процесс+», представлена на рисунке 1.9.3. Данная модель включена в состав дистрибутива и сохранена в файле «Гидратообразование_с_этиленгликолем.pia».

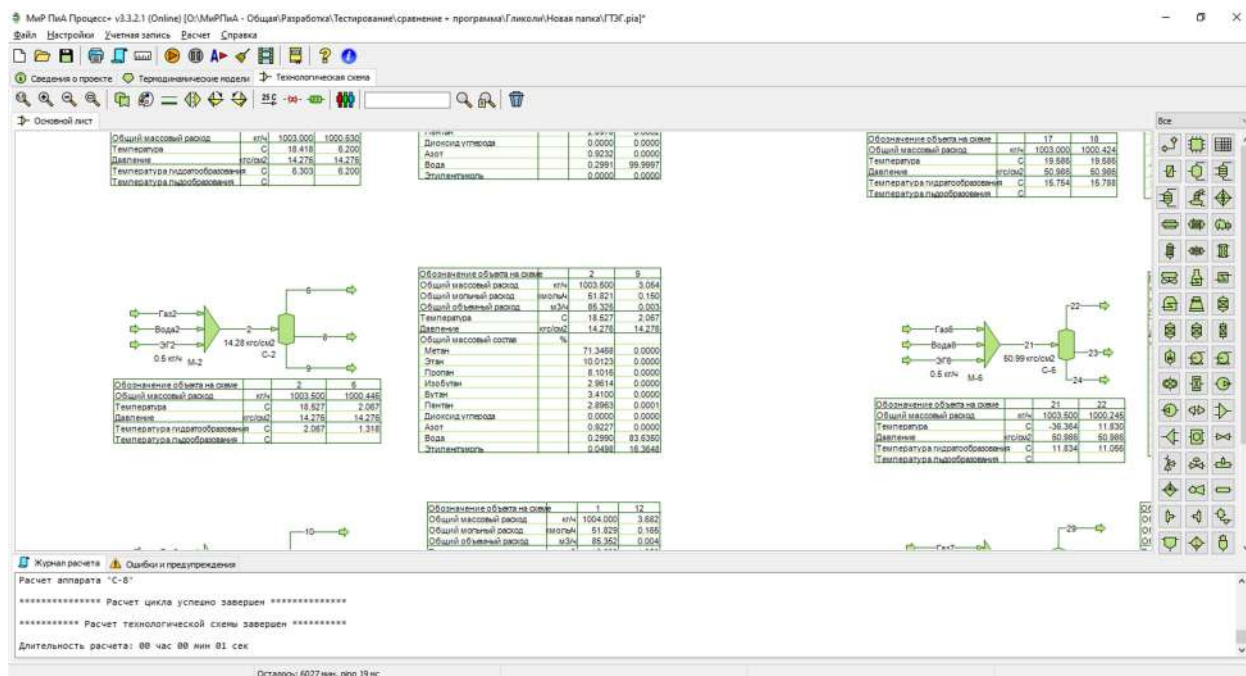


Рис.1.9.3. Пример расчетной модели для анализа точности расчета температуры гидратообразования с этиленгликолем в программном продукте «МиР ПиА Процесс+».

Результаты проведенного сравнительного анализа представлены в таблицах 1.9.18 и 1.9.19. Результаты получены для двух значений давления и при различных значениях расхода добавляемого этиленгликоля. Снижение температуры гидратообразования обозначено через ΔТ. Данные таблиц 1.9.18 и 1.9.19 свидетельствуют о хорошем согласовании результатов расчета.

Таблица 1.9.18. Результаты сравнительного анализа снижения температуры гидратообразования при добавлении этиленгликоля при давлении 1,4 МПа.

Расход этиленгликоля, кг/ч	Температура гидратообразования, °С				
	МиР ПиА	ΔТ, °С МиР ПиА	PRO/II	ΔТ, °С PRO/II	ΔТ, °С [9]
0,0	6,30	0,00	6,75	0,00	0,0
0,5	2,07	4,23	2,35	4,40	4,5
1,0	-1,95	8,25	-1,31	8,06	8,0
2,2	-11,25	17,55	-9,30	16,05	17,0

Таблица 1.9.19. Результаты сравнительного анализа снижения температуры гидратообразования при добавлении этиленгликоля при давлении 5,0 МПа.

Расход этиленгликоля, кг/ч	Температура гидратообразования, °С				
	МиР ПиА	ΔТ, °С МиР ПиА	PRO/II	ΔТ, °С PRO/II	ΔТ, °С [9]
0,0	15,75	0,00	16,65	0,00	0,0
0,5	11,83	3,92	12,47	4,18	4,0
1,0	7,92	7,83	8,80	7,85	8,0
2,2	-1,40	17,15	0,48	16,20	17,0

в) Диэтиленгликоль

Расчетная модель, созданная в программном продукте «МиР ПиА Процесс+», представлена на рисунке 1.9.4. Данная модель включена в состав дистрибутива и сохранена в файле «Гидратообразование_с_диэтиленгликолем.ria».

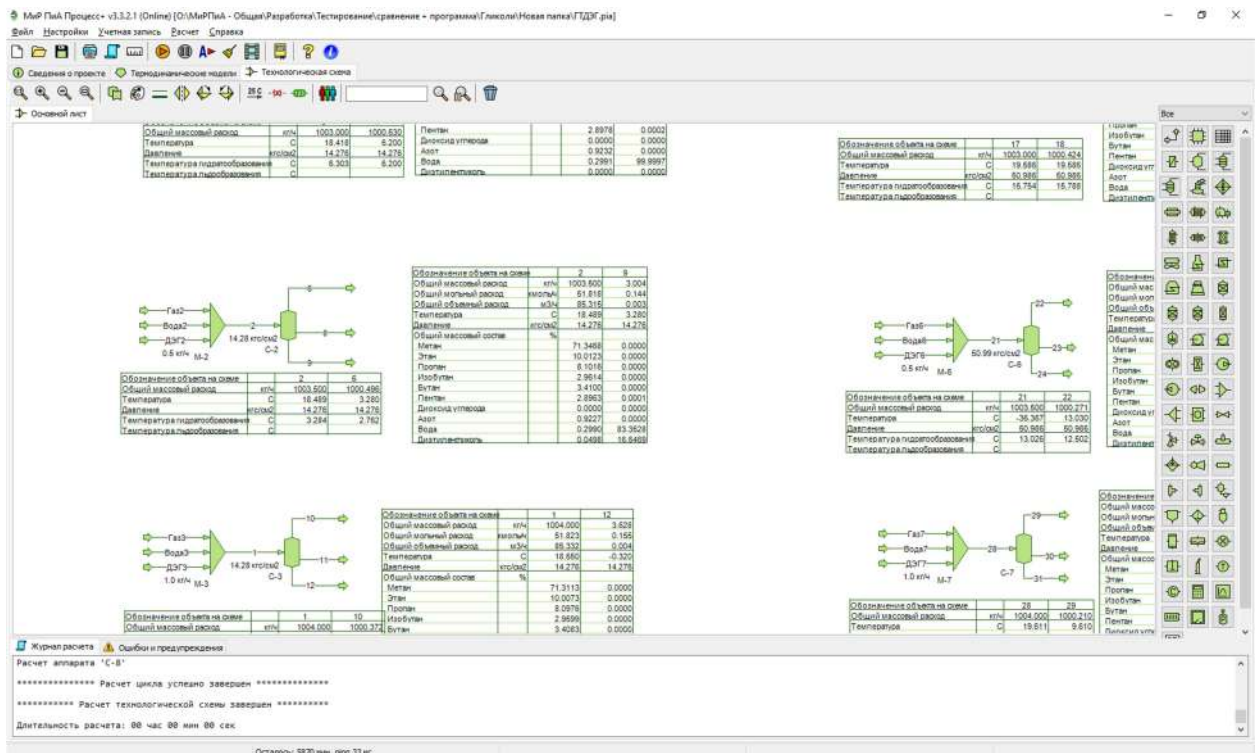


Рис.1.9.4. Пример расчетной модели для анализа точности расчета температуры гидратообразования с диэтиленгликолем в программном продукте «МиР ПиА Процесс+».

Результаты проведенного сравнительного анализа представлены в таблицах 1.9.20 и 1.9.21. Результаты получены для двух значений давления и при различных значениях расхода

добавляемого этиленгликоля. Снижение температуры гидратообразования обозначено через ΔT . Данные таблиц 1.9.20 и 1.9.21 свидетельствуют о хорошем согласовании результатов расчета.

Таблица 1.9.20. Результаты сравнительного анализа снижения температуры гидратообразования при добавлении диэтиленгликоля при давлении 1,4 МПа.

Расход диэтиленгликоля, кг/ч	Температура гидратообразования, °С				
	МиР ПиА	ΔT , °С МиР ПиА	PRO/II	ΔT , °С PRO/II	ΔT , °С [9]
0,0	6,30	0,00	6,75	0,00	–
0,5	3,28	3,02	4,43	2,32	–
1,0	-0,32	6,62	1,68	5,07	–
2,2	-10,44	16,74	-4,61	11,36	–

Таблица 1.9.21. Результаты сравнительного анализа снижения температуры гидратообразования при добавлении диэтиленгликоля при давлении 5,0 МПа.

Расход диэтиленгликоль, кг/ч	Температура гидратообразования, °С				
	МиР ПиА	ΔT , °С МиР ПиА	PRO/II	ΔT , °С PRO/II	ΔT , °С [9]
0,0	15,75	0,00	16,65	0,00	–
0,5	13,03	2,72	14,51	2,14	–
1,0	9,61	6,14	11,84	4,81	–
2,2	-0,44	16,19	5,36	11,29	–

2. Моделирование технологического оборудования

Данный раздел посвящен анализу точности моделирования отдельных типов аппаратов, входящих в состав программного продукта «МиР ПиА Процесс+».

Сравнение результатов моделирования, полученных в программном продукте «МиР ПиА Процесс+», проводилось с соответствующими результатами, полученными с помощью аналогов. При этом часть параметров, характеризующих входящие потоки и технологический режим, задана для всех программных продуктов одинаковыми. Часть параметров, представляющих собой результаты расчетов, выбрана в качестве сравниваемых величин. Конкретный набор заданных и сравниваемых параметров в каждом конкретном случае определяется отдельно.

При сравнении температур в качестве погрешности принята разность температур, полученных с помощью различных программных продуктов. При сравнении компонентных составов в качестве погрешности принята разность долей веществ, полученных с помощью различных программных продуктов. Для всех остальных параметров было использовано относительное отклонение, причем за истинное значение принято среднее значение между полученным с помощью «МиР ПиА Процесс» и полученным с помощью аналога.

2.1. Сепараторы

а) Двухфазный сепаратор

Данный раздел может представлять интерес при моделировании широкого круга технологических процессов в различных отраслях промышленности. Здесь представлены результаты моделирования процесса сепарации многокомпонентной углеводородной смеси, не содержащей воды и водяного пара. Моделирование проводилось с помощью уравнения состояния Пенга-Робинсона.

Модель сепарации, созданная в программном продукте «МиР ПиА Процесс+», представлена на рисунке 2.1.1. Данная модель включена в состав дистрибутива и сохранена в файле «Сепаратор двухфазный.ria».

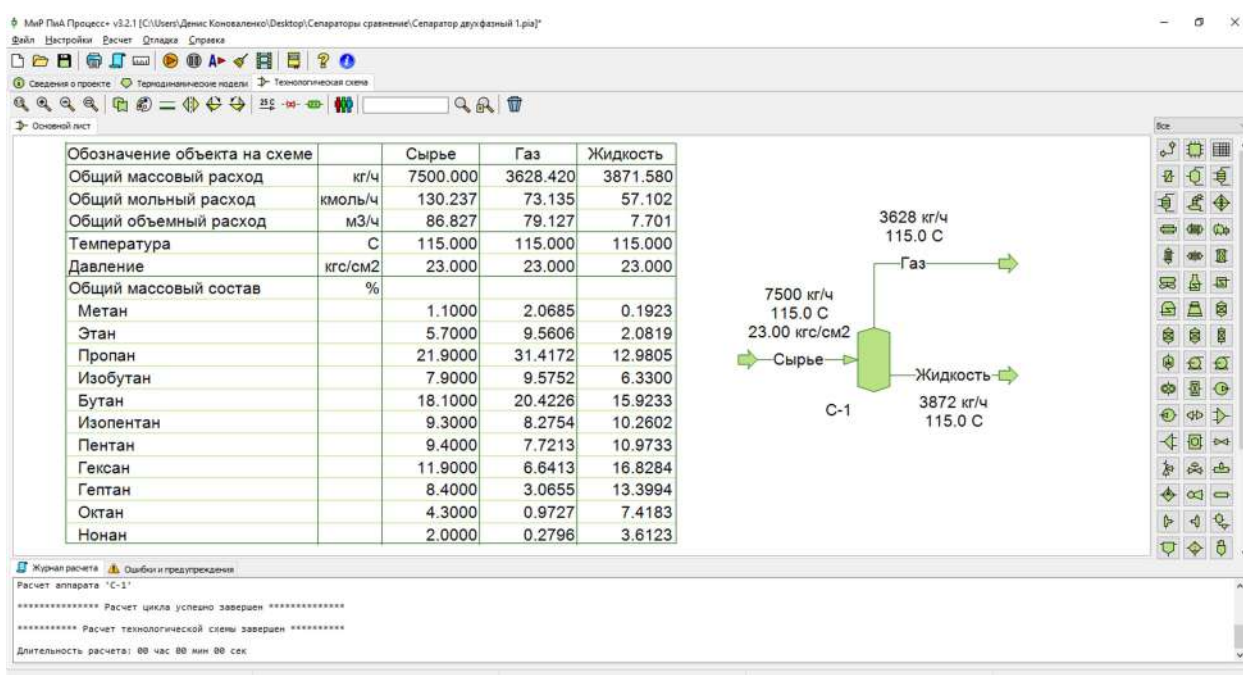


Рис. 2.1.1. Расчетная модель двухфазного сепаратора в программном продукте «МиР ПиА Процесс+».

Для обеспечения корректности сравнения часть параметров работы принята одинаковой как для программного продукта «МиР ПиА Процесс+», так и для его аналогов.

Во всех расчетах был использован одинаковый химический состав сырья, поступающего в сепаратор, представленный в таблице 2.1.1.

Таблица 3.1.1. Химический состав сырья.

Вещество	% масс.	Вещество	% масс.
Метан	1,1	Пентан	9,4
Этан	5,7	Гексан	11,9
Пропан	21,9	Гептан	8,4
Изобутан	7,9	Октан	4,3
Бутан	18,1	Нонан	2,0
Изопентан	9,3	—	—

Кроме того, были зафиксированы следующие параметры режима работы двухфазного сепаратора:

расход сырья 7500 кг/ч
 температура сырья 115,0 °С

Результаты моделирования, полученные с помощью программного продукта «МиР ПиА Процесс+» и его аналогов, представлены в таблицах 2.1.2 – 2.1.4. Из рассмотрения данных таблиц 2.1.2 – 2.1.4 видно очень хорошее согласование между результатами моделирования с использованием всех трех программных продуктов.

Таблица 2.1.2. Сравнение результатов расчета двухфазного сепаратора.

Параметр	Ед.изм.	МиР ПиА	HYSYS	Откло- нение	PRO/II	Откло- нение
Доля парового потока при 115 °С	% масс.	48,4	48,2	0,2 %	48,2	0,2 %
Температура точки росы	°С	151,3	151,5	-0,2 °С	151,8	-0,5 °С
Температура начала кипения	°С	60,8	60,8	0,0 °С	60,6	0,2 °С

Таблица 2.1.3. Сравнение состава потока газа, полученных с помощью различных программных продуктов.

Состав	Ед.изм.	МиР ПиА	HYSYS	Откло- нение	PRO/II	Откло- нение
Метан	% масс.	2,0685	2,0759	-0,0074	2,0697	-0,0012
Этан	% масс.	9,5606	9,5887	-0,0281	9,5313	0,0293
Пропан	% масс.	31,4172	31,4816	-0,0644	31,4756	-0,0584
Изобутан	% масс.	9,5752	9,5789	-0,0037	9,5319	0,0433
Бутан	% масс.	20,4226	20,4382	-0,0156	20,4608	-0,0382
Изопентан	% масс.	8,2754	8,2031	0,0723	8,2462	0,0292
Пентан	% масс.	7,7213	7,7241	-0,0028	7,8982	-0,1769
Гексан	% масс.	6,6413	6,6281	0,0132	6,5479	0,0934
Гептан	% масс.	3,0655	3,0321	0,0334	3,0189	0,0466
Октан	% масс.	0,9727	0,9706	0,0021	0,9519	0,0208
Нонан	% масс.	0,2796	0,2788	0,0008	0,2676	0,012
Вода	% масс.	2,0685	2,0759	-0,0074	2,0697	-0,0012

Таблица 2.1.4. Сравнение состава потока жидкости, полученных с помощью различных программных продуктов.

Состав	Ед.изм.	МиР ПиА	HYSYS	Откло- нение, °С	PRO/II	Откло- нение, °С
Метан	% масс.	0,1923	0,1928	-0,0005	0,1898	0,0025
Этан	% масс.	2,0819	2,0850	-0,0031	2,1035	-0,0216
Пропан	% масс.	12,9805	12,9928	-0,0123	12,9113	0,0692
Изобутан	% масс.	6,33	6,3393	-0,0093	6,3681	-0,0381
Бутан	% масс.	15,9233	15,9264	-0,0031	15,8839	0,0394
Изопентан	% масс.	10,2602	10,3197	-0,0595	10,2892	-0,029
Пентан	% масс.	10,9733	10,9580	0,0153	10,8097	0,1636
Гексан	% масс.	16,8284	16,8008	0,0276	16,9241	-0,0957
Гептан	% масс.	13,3994	13,3901	0,0093	13,4513	-0,0519
Октан	% масс.	7,4183	7,3951	0,0232	7,4429	-0,0246
Нонан	% масс.	3,6123	3,6000	0,0123	3,6262	-0,0139

б) Трехфазный сепаратор

Данный раздел может представлять интерес при моделировании широкого круга технологических процессов в различных отраслях промышленности. Здесь представлены результаты моделирования процесса сепарации многокомпонентной углеводородной смеси, содержащей воду. Моделирование проводилось с помощью уравнения состояния Пенга-Робинсона.

Модель сепарации, созданная в программном продукте «МиР ПиА Процесс+», представлена на рисунке 2.1.2. Данная модель включена в состав дистрибутива и сохранена в файле «Сепаратор трехфазный.ria».

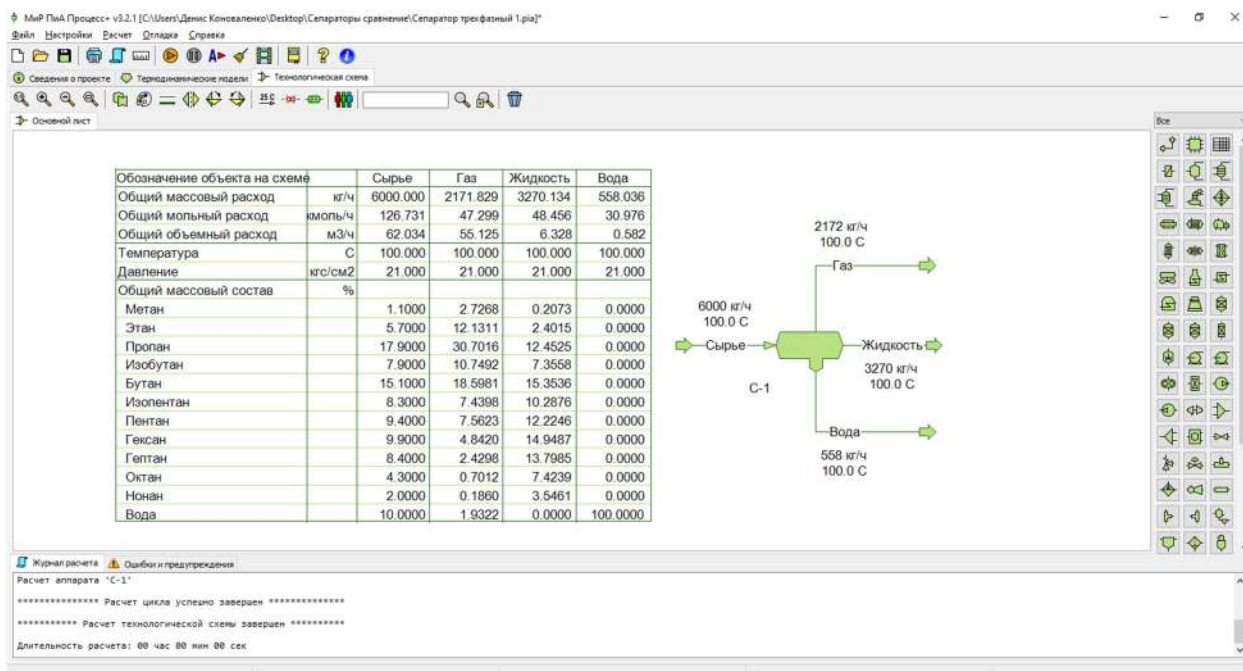


Рис. 2.1.2. Расчетная модель трехфазного сепаратора в программном продукте «МиР ПиА Процесс+».

Для обеспечения корректности сравнения часть параметров работы принята одинаковой как для программного продукта «МиР ПиА Процесс+», так и для его аналогов.

Во всех расчетах был использован одинаковый химический состав сырья, поступающего в сепаратор, представленный в таблице 2.1.5.

Таблица 2.1.5. Химический состав сырья.

Вещество	% масс.	Вещество	% масс.
Метан	1,1	Пентан	9,4
Этан	5,7	Гексан	9,9
Пропан	17,9	Гептан	8,4
Изобутан	7,9	Октан	4,3
Бутан	15,1	Нонан	2,0
Изопентан	8,3	Вода	10,0

Кроме того, были зафиксированы следующие параметры режима работы трехфазного сепаратора:

расход сырья	6000 кг/ч
температура сырья	100,0 °C
давление сырья	21 кгс/см ²

Результаты моделирования, полученные с помощью программного продукта «МиР ПиА Процесс+» и его аналогов, представлены в таблицах 2.1.6 – 2.1.8. Из рассмотрения данных таблиц

2.1.6 – 2.1.8 видно очень хорошее согласование между результатами моделирования с использованием всех трех программных продуктов.

Таблица 2.1.2. Сравнение результатов расчета трехфазного сепаратора.

Параметр	Ед.изм.	МиР ПиА	HYSYS	Откло- нение	PRO/II	Откло- нение
Доля парового потока при 115 °С	% масс.	36,2	34,52	1,68	34,0	2,2
Температура точки росы	°С	154,8	155,1	-0,3	154,8	0,0
Температура начала кипения	°С	47,8	47,9	-0,1	47,8	0,0
Расход воды на выходе	кг/ч	558,0	552,3	5,7	553,0	5,0

Таблица 2.1.7. Сравнение состава потока газа, полученных с помощью различных программных продуктов.

Состав	Ед.изм.	МиР ПиА	HYSYS	Откло- нение	PRO/II	Откло- нение
Метан	% масс.	2,7268	2,8349	-0,1081	2,8770	-0,1502
Этан	% масс.	12,1311	12,4737	-0,3426	12,5311	-0,4
Пропан	% масс.	30,7016	31,1211	-0,4195	31,3072	-0,6056
Изобутан	% масс.	10,7492	10,7367	0,0125	10,6409	0,1083
Бутан	% масс.	18,5981	18,5155	0,0826	18,4902	0,1079
Изопентан	% масс.	7,4398	7,2248	0,215	7,1822	0,2576
Пентан	% масс.	7,5623	7,4058	0,1565	7,5364	0,0259
Гексан	% масс.	4,842	4,6662	0,1758	4,4837	0,3583
Гептан	% масс.	2,4298	2,2911	0,1387	2,2156	0,2142
Октан	% масс.	0,7012	0,6624	0,0388	0,6242	0,077
Нонан	% масс.	0,186	0,1742	0,0118	0,1592	0,0268
Вода	% масс.	1,9322	1,8936	0,0386	1,9522	-0,02

Таблица 2.1.8. Сравнение состава потока жидкости, полученных с помощью различных программных продуктов.

Состав	Ед.изм.	МиР ПиА	HYSYS	Откло- нение, °С	PRO/II	Откло- нение, °С
Метан	% масс.	0,2073	0,2154	-0,0081	0,215703	-0,0084
Этан	% масс.	2,4015	2,4762	-0,0747	2,539305	-0,13781
Пропан	% масс.	12,4525	12,7160	-0,2635	12,78567	-0,33317
Изобутан	% масс.	7,3558	7,4518	-0,096	7,542336	-0,18654
Бутан	% масс.	15,3536	15,4746	-0,121	15,52209	-0,16849
Изопентан	% масс.	10,2876	10,3177	-0,0301	10,31498	-0,02738
Пентан	% масс.	12,2246	12,1616	0,063	12,03944	0,18516
Гексан	% масс.	14,9487	14,7312	0,2175	14,74522	0,20348
Гептан	% масс.	13,7985	13,5228	0,2757	13,46125	0,33725
Октан	% масс.	7,4239	7,2356	0,1883	7,195866	0,228034
Нонан	% масс.	3,5461	3,4475	0,0986	3,425357	0,120743
Вода	% масс.	0	0,2496	-0,2496	0,212788	-0,21279

2.2. Колонны

В данном разделе содержится информация по точности моделирования колонных аппаратов как таковых.

Так как в технологических процессах колонны, как правило, работают комплексе с другим оборудованием (теплообменники, сепараторы и т.д.), то оно может вносить дополнительный вклад в точность моделирования. Для исключения этого влияния расчетные сравниваемые модели содержали только саму колонну с такими входящими материальными потоками, которые были бы при моделировании установки в целом.

Для проведения сравнений были использованы потарельчатые профили температур, расходов пара и расходов жидкости.

а) Колонна К-1

Здесь представлены результаты моделирования колонны стабилизации газового конденсата, сырьем которой является нестабильный газовый конденсат. Моделирование проводилось с помощью уравнения состояния Пенга-Робинсона.

Модель процесса, созданная в программном продукте «МиР ПиА Процесс», представлена на рисунке 2.2.1. Данная модель включена в состав дистрибутива и сохранена в файле «Колонна К-1.pia».

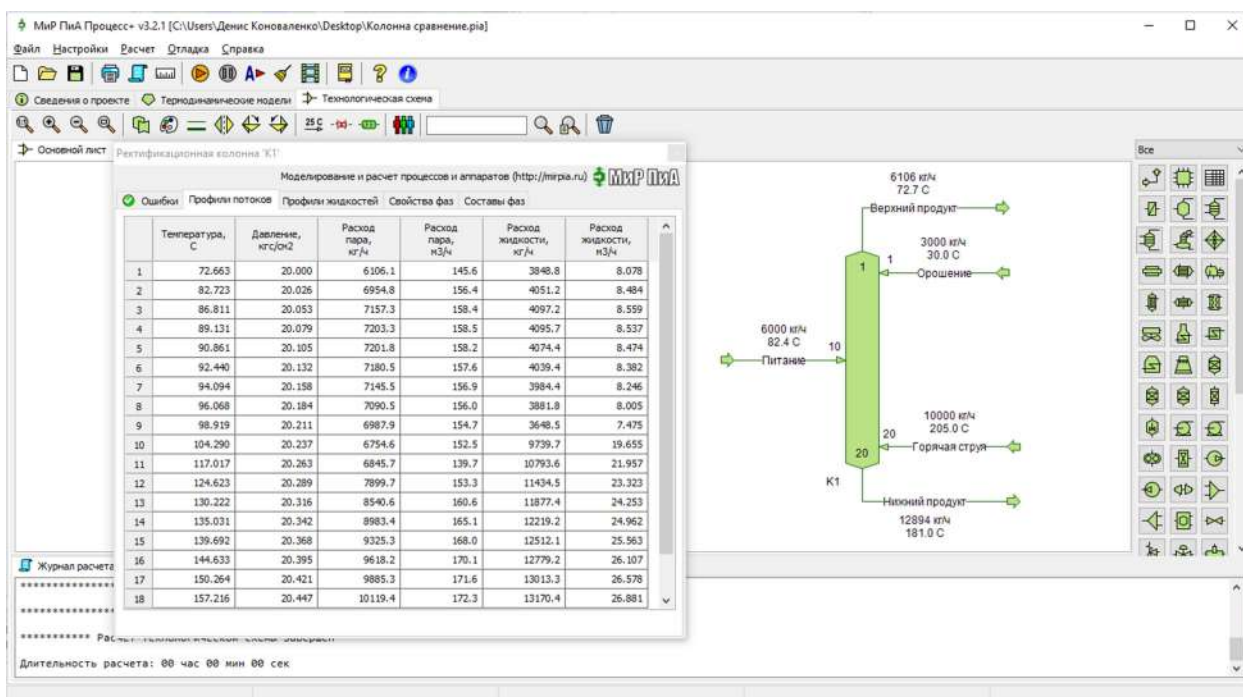


Рис. 2.2.1. Расчетная модель колонного аппарата в программном продукте «МиР ПиА Процесс».

Для обеспечения корректности сравнения часть параметров работы колонны принята одинаковой как для программного продукта «МиР ПиА Процесс», так и для его аналогов.

Во всех расчетах были использованы одинаковые химические составы сырья, орошения и горячей струи, поступающие в колонну и представленные в таблицах 2.2.1 – 2.2.3.

Таблица 2.2.1. Химический состав питания колонны.

Вещество	% масс.	Вещество	% масс.
Метан	1,1	Пентан	9,4
Этан	5,7	Гексан	11,9
Пропан	21,9	Гептан	8,4
Изобутан	7,9	Октан	4,3
Бутан	18,1	Нонан	2,0
Изопентан	9,3	–	–

Таблица 2.2.2. Химический состав орошения колонны.

Вещество	% масс.	Вещество	% масс.
Метан	1,5913	Бутан	29,3862
Этан	10,422	Изопентан	1,1036
Пропан	42,3657	Пентан	0,3173
Изобутан	14,8113	Гексан	0,0008

Таблица 2.2.3. Химический состав горячей струи колонны.

Вещество	% масс.	Вещество	% масс.
Пропан	0,0281	Гексан	24,6841
Изобутан	0,7825	Гептан	17,4247
Бутан	6,7036	Октан	8,9198
Изопентан	18,1402	Нонан	4,1487
Пентан	19,1682	–	–

Кроме того, были зафиксированы следующие параметры режима работы установки стабилизации:

расход потока питания	6000 кг/ч
температура потока питания	82,4 °С
давление потока питания	2,1 МПа
расход орошения	3000 кг/ч
температура орошения	30,0 °С
давление орошения	2,0 МПа
расход горячей струи	10000 кг/ч
температура горячей струи	205,0 °С
давление горячей струи	2,05 МПа
число теоретических тарелок в колонне	20
номер тарелки ввода сырья	10
давление верха колонны	2,0 МПа
давление низа колонны	2,05 МПа

Результаты моделирования, полученные с помощью программного продукта «МиР ПиА Процесс» и его аналогов, представлены в таблицах 2.2.4 – 2.2.6. Из рассмотрения данных таблицы 2.2.4 – 2.2.6 видно очень хорошее согласование между результатами моделирования с использованием всех трех программных продуктов.

Таблица 2.2.4. Сравнение потарельчатых температурных профилей колонны, полученных с помощью различных программных продуктов, °С.

№ тарелки	МиР ПиА	HYSYS	Отклонение, °С	PRO/II	Отклонение, °С
1	72,7	72,33	0,37	72,8	-0,1
2	82,7	82,26	0,44	82,9	-0,2
3	86,8	86,26	0,54	87,0	-0,2
4	89,1	88,50	0,60	89,3	-0,2
5	90,9	90,17	0,73	90,9	0,0
6	92,4	91,70	0,70	92,4	0,0
7	94,1	93,33	0,77	94,0	0,1
8	96,1	95,31	0,79	95,8	0,3
9	98,9	98,22	0,68	98,6	0,3
10	104,3	103,74	0,56	104,0	0,3
11	117,0	116,25	0,75	116,7	0,3
12	124,6	123,73	0,87	124,2	0,4
13	130,2	129,24	0,96	129,7	0,5
14	135,0	133,98	1,02	134,4	0,6
15	139,7	138,62	1,08	139,0	0,7
16	144,6	143,58	1,02	143,9	0,7
17	150,3	149,31	0,99	149,6	0,7
18	157,2	156,49	0,71	156,8	0,4
19	166,7	166,31	0,39	166,6	0,1
20	181,0	181,00	0,00	181,3	-0,3

Таблица 2.2.5. Сравнение потарельчатых профилей расхода жидкости в колонне, полученных с помощью различных программных продуктов, кг/ч.

№ тарелки	МиР ПиА	HYSYS	Отклонение, %	PRO/II	Отклонение, %
1	3848,8	3848,2	0,02	3849,3	-0,01
2	4051,2	4052,4	-0,03	4054,7	-0,09
3	4097,2	4101,1	-0,10	4103,8	-0,16
4	4095,7	4102,1	-0,16	4106,2	-0,26
5	4074,4	4082,5	-0,20	4089,7	-0,37
6	4039,4	4048,6	-0,23	4060,3	-0,51
7	3984,4	3994,0	-0,24	4010,2	-0,64
8	3881,8	3890,9	-0,23	3907,9	-0,67
9	3648,5	3653,4	-0,14	3660,0	-0,31
10	9739,7	9735,6	0,04	9733,5	0,06
11	10793,6	10777,4	0,15	10786,7	0,06
12	11434,5	11410,9	0,21	11425,3	0,08
13	11877,4	11847,0	0,26	11860,1	0,15
14	12219,2	12183,6	0,29	12193,6	0,21
15	12512,1	12474,0	0,30	12472,8	0,32
16	12779,2	12735,4	0,34	12727,1	0,41
17	13031,3	12963,2	0,52	12944,4	0,67
18	13170,4	13129,1	0,31	13088,5	0,63
19	13187,2	13165,1	0,17	13097,0	0,69
20	12893,9	12947,9	-0,42	12882,6	0,09

Таблица 2.2.6. Сравнение потарельчатых профилей расхода пара в колонне, полученных с помощью различных программных продуктов, кг/ч.

№ тарелки	МиР ПиА	HYSYS	Откло- нение, %	PRO/II	Откло- нение, %
1	6106,1	6052,1	0,88	6117,4	-0,18
2	6954,8	6900,3	0,78	6966,6	-0,17
3	7157,3	7104,6	0,74	7172,1	-0,21
4	7203,3	7153,3	0,69	7221,2	-0,25
5	7201,8	7154,2	0,66	7223,6	-0,30
6	7180,5	7134,7	0,64	7207,1	-0,37
7	7145,5	7100,8	0,63	7177,7	-0,45
8	7090,5	7046,2	0,63	7127,6	-0,52
9	6987,9	6943,0	0,64	7025,3	-0,53
10	6754,6	6705,6	0,73	6777,4	-0,34
11	6845,7	6787,8	0,85	6850,9	-0,08
12	7899,7	7829,6	0,89	7904,1	-0,06
13	8540,6	8463,1	0,91	8542,6	-0,02
14	8983,4	8899,2	0,94	8977,4	0,07
15	9325,3	9235,7	0,96	9311,0	0,15
16	9618,2	9526,1	0,96	9590,2	0,29
17	9885,3	9787,6	0,99	9844,5	0,41
18	10119,4	10015,3	1,03	10061,7	0,57
19	10276,5	10181,2	0,93	10205,9	0,69
20	10293,3	10217,3	0,74	10214,4	0,77

б) Колонна К-2

Здесь представлены результаты моделирования колонны деэтанализации, сырьем которой является нестабильный газовый конденсат. Моделирование проводилось с помощью уравнения состояния Пенга-Робинсона.

Модель процесса, созданная в программном продукте «МиР ПиА Процесс», представлена на рисунке 2.2.2. Данная модель включена в состав дистрибутива и сохранена в файле «Колонна К-2.ria».

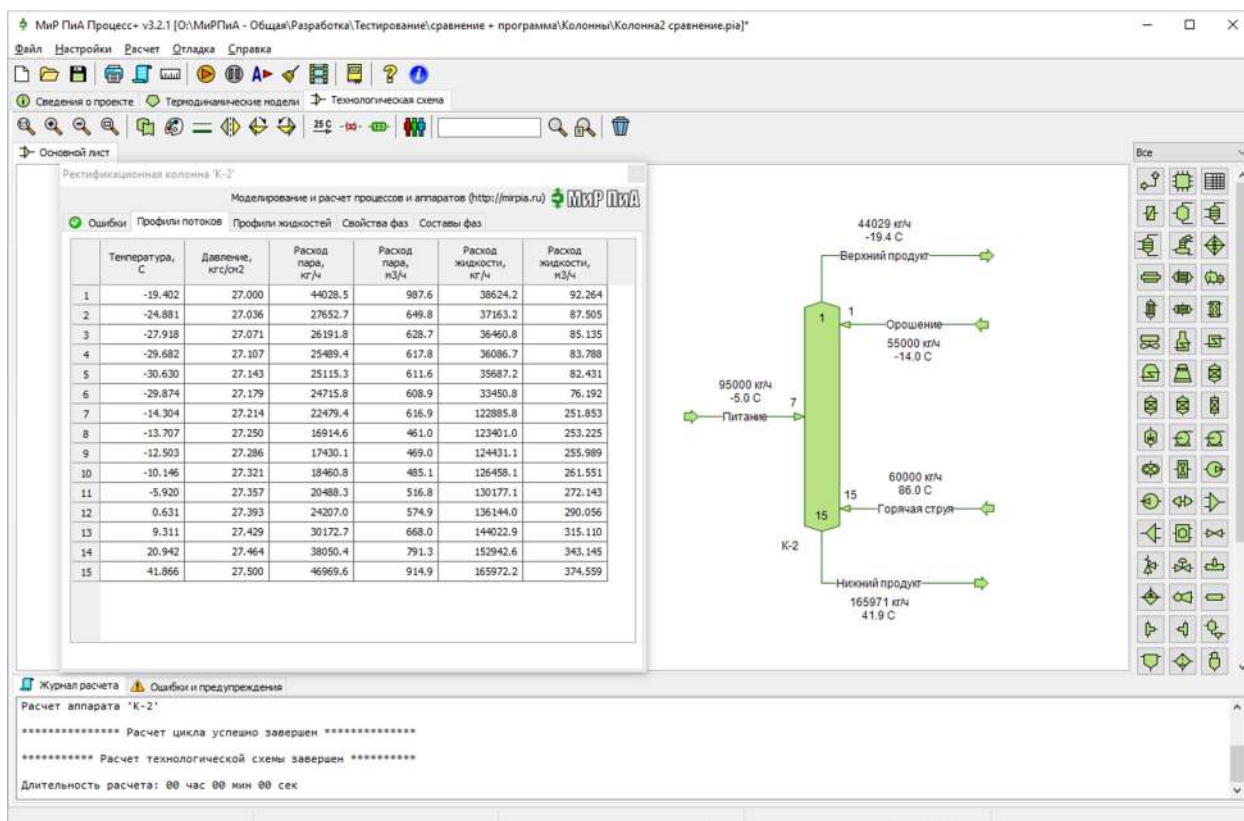


Рис. 2.2.2. Расчетная модель колонного аппарата в программном продукте «МиР ПиА Процесс».

Для обеспечения корректности сравнения часть параметров работы колонны принята одинаковой как для программного продукта «МиР ПиА Процесс», так и для его аналогов.

Во всех расчетах были использованы одинаковые химические составы сырья, орошения и горячей струи, поступающие в колонну и представленные в таблицах 2.2.4 – 2.2.6.

Таблица 2.2.4. Химический состав питания колонны.

Вещество	% масс.	Вещество	% масс.
Азот	0,0129	Изобутан	7,7092
Диоксид углерода	3,2545	Бутан	15,2331
Метан	6,8048	Изопентан	3,8954
Этан	18,6868	Пентан	4,6545
Пропан	35,8341	Гексан	3,9146

Таблица 2.2.5. Химический состав орошения колонны.

Вещество	% масс.	Вещество	% масс.
Азот	0,005	Изобутан	0,0003
Диоксид углерода	8,1143	Бутан	0,0001
Метан	7,2685	Изопентан	0,0000
Этан	84,3443	Пентан	0,0000
Пропан	0,2675	Гексан	0,0000

Таблица 2.2.6. Химический состав горячей струи колонны.

Вещество	% масс.	Вещество	% масс.
Азот	0	Изобутан	8,2858
Диоксид углерода	0,0067	Бутан	13,9614
Метан	0,0002	Изопентан	2,2738
Этан	11,6714	Пентан	2,4007
Пропан	60,2391	Гексан	1,1609

Кроме того, были зафиксированы следующие параметры режима работы установки деэтанзации:

расход потока питания	95000 кг/ч
температура потока питания	-5,0 °С
давление потока питания	2,942 МПа
расход орошения	55000 кг/ч
температура орошения	-14,0 °С
давление орошения	2,648 МПа
расход горячей струи	60000 кг/ч
температура горячей струи	86,0 °С
давление горячей струи	2,697 МПа
число теоретических тарелок в колонне	15
номер тарелки ввода сырья	7
давление верха колонны	2,648 МПа
давление низа колонны	2,697 МПа

Результаты моделирования, полученные с помощью программного продукта «МиР ПиА Процесс» и его аналогов, представлены в таблицах 2.2.7 – 2.2.9. Из рассмотрения данных таблиц 2.2.7 – 2.2.9 видно очень хорошее согласование между результатами моделирования с использованием всех трех программных продуктов.

Таблица 2.2.7. Сравнение результатов потарельчатых температурных профилей колонны, полученных с помощью различных программных продуктов, °С.

№ тарелки	МиР ПиА	HYSYS	Откло- нение, °С	PRO/II	Откло- нение, °С
1	-19,4	-19,44	0,04	-19,5	0,1
2	-24,9	-24,96	0,06	-25,0	0,1
3	-27,9	-28,00	0,10	-28,1	0,2
4	-29,7	-29,76	0,06	-29,8	0,1
5	-30,6	-30,69	0,09	-30,8	0,2
6	-29,9	-29,92	0,02	-30,1	0,2
7	-14,3	-14,28	-0,02	-14,4	0,1
8	-13,7	-13,65	-0,05	-13,8	0,1
9	-12,5	-12,38	-0,12	-12,5	0
10	-10,1	-9,93	-0,17	-10,1	0
11	-5,9	-5,59	-0,31	-5,7	-0,2
12	0,6	1,02	-0,42	0,9	-0,3
13	9,3	9,65	-0,35	9,7	-0,3
14	20,9	21,17	-0,27	21,3	-0,4
15	41,9	42,01	-0,11	42,1	-0,2

Таблица 2.2.8. Сравнение потарельчатых профилей расхода жидкости в колонне, полученных с помощью различных программных продуктов, кг/ч.

№ тарелки	МиР ПиА	HYSYS	Откло- нение, %	PRO/II	Откло- нение, %
1	38624,2	38483,2	0,37	38728,1	-0,27
2	37163,2	37027,9	0,36	37266,4	-0,28
3	36460,8	36333,0	0,35	36557,5	-0,26
4	36086,7	35965,8	0,34	36176,1	-0,25
5	35687,2	35572,7	0,32	35770,5	-0,23
6	33450,8	33349,0	0,30	33538,5	-0,26
7	122885,8	122820,2	0,05	122866,7	0,02
8	123401,0	123362,8	0,03	123386,6	0,01
9	124431,1	124443,5	-0,01	124431,1	0
10	126458,5	126551,8	-0,07	126492,4	-0,03
11	130177,1	130371,5	-0,15	130268,7	-0,07
12	136144,0	136402,5	-0,19	136291,3	-0,11
13	144022,9	144236,3	-0,15	144178,3	-0,11
14	152942,6	153013,2	-0,05	153084,0	-0,09
15	165972,2	165852,8	0,07	166024,6	-0,03

Таблица 2.2.9. Сравнение потарельчатых профилей расхода пара в колонне, полученных с помощью различных программных продуктов, кг/ч.

№ тарелки	МиР ПиА	HYSYS	Откло- нение, %	PRO/II	Откло- нение, %
1	44028,5	44147,2	-0,27	43975,4	0,12
2	27652,7	27630,4	0,08	27703,5	-0,18
3	26191,8	26175,1	0,06	26241,8	-0,19
4	25489,4	25480,3	0,04	25532,9	-0,17
5	25115,3	25113,0	0,01	25151,5	-0,14
6	24715,8	24719,9	-0,02	24745,9	-0,12
7	22479,4	22496,2	-0,07	22513,9	-0,15
8	16914,6	16967,4	-0,31	16842,1	0,43
9	17430,1	17510,0	-0,46	17362,0	0,39
10	18460,8	18590,7	-0,70	18406,7	0,28
11	20488,3	20699,0	-1,03	20467,8	0,08
12	24207,0	24518,7	-1,29	24244,1	-0,17
13	30172,7	30549,7	-1,25	30266,7	-0,32
14	38050,4	38383,5	-0,88	38153,7	-0,27
15	46969,6	47160,5	-0,41	47059,4	-0,19

2.3. Теплообменное оборудование

В данном разделе рассматриваются вопросы точности моделирования различного теплообменного оборудования. Так как в состав погрешности расчетов теплообменного оборудования входят, в том числе, погрешности прогнозирования теплофизических свойств материальных потоков, то часть расчетов была выполнена для воды и водяного пара с использованием модели состояния и свойств IAPWS-IF97 (так как точность ее расчетов достаточно высокая).

2.3.1. Простой теплообменник

Так как простой теплообменник не содержит никаких данных по конструкции аппарата, то точность расчета оценивалась по следующим основным параметрам: тепловой нагрузке и выходным температурам потоков. При этом температуры, расходы и составы входных потоков считались одинаковыми для всех программных продуктов. Перепад давления на теплообменном аппарате для всех случаев были принят равным нулю.

а) Вода – Вода

Расчетная модель, реализованная в программном продукте «МиР ПиА Процесс+», приведена на рисунке 2.3.1. Данный файл включен в состав дистрибутива программного продукта под именем «Простой теплообменник вода_вода.ria».

Параметры потоков, участвующих в теплообмене приведены в таблице 2.3.1. Результаты анализа точности моделирования представлены в таблице 2.3.2.

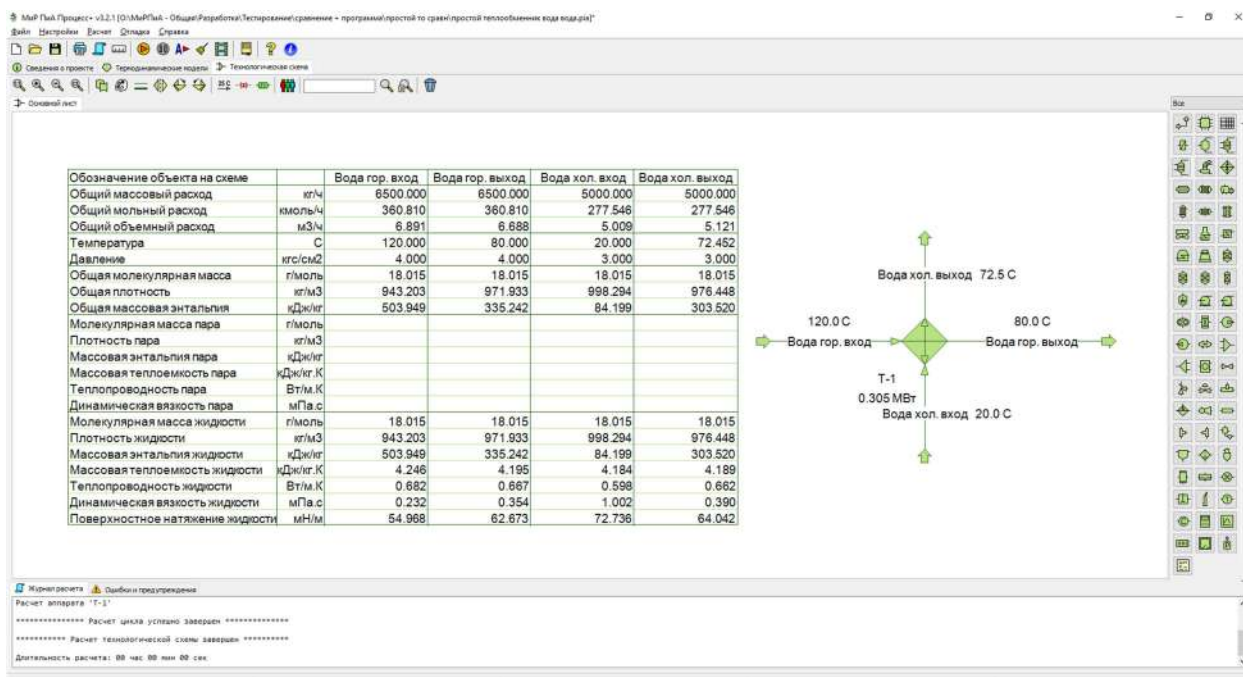


Рис. 2.3.1. Расчетная модель простого теплообменника (вода – вода).

Таблица 2.3.1. Параметры потоков, участвующих в теплообмене.

Параметр	Ед. изм.	Горячий поток	Холодный поток
Среда	–	Вода	Вода
Расход	кг/ч	6500	5000
Температура	°С	120	20
Давление	кгс/см ²	4	3

Таблица 2.3.2. Сравнение результатов моделирования простого теплообменника.

Параметр	Ед. изм.	МиР ПиА	HYSYS	Отклоне-ние	PRO/II	Отклоне-ние
Суммарная тепловая нагрузка	МВт	0,305	0,305	0,0 %	0,305	0,0 %
Температура горячего потока на выходе	°C	80,0	80,0	0,0 °C	80,0	0,0 °C
Температура холодного потока на выходе	°C	72,5	72,5	0,0 °C	72,5	0,0 °C

б) Углеводороды – вода

Расчетная модель, реализованная в программном продукте «МиР ПиА Процесс+», приведена на рисунке 2.3.2. Данный файл включен в состав дистрибутива программного продукта под именем «Простой теплообменник углеводороды_вода.ria».

Параметры потоков, участвующих в теплообмене приведены в таблице 2.3.3. Результаты анализа точности моделирования представлены в таблице 2.3.4.

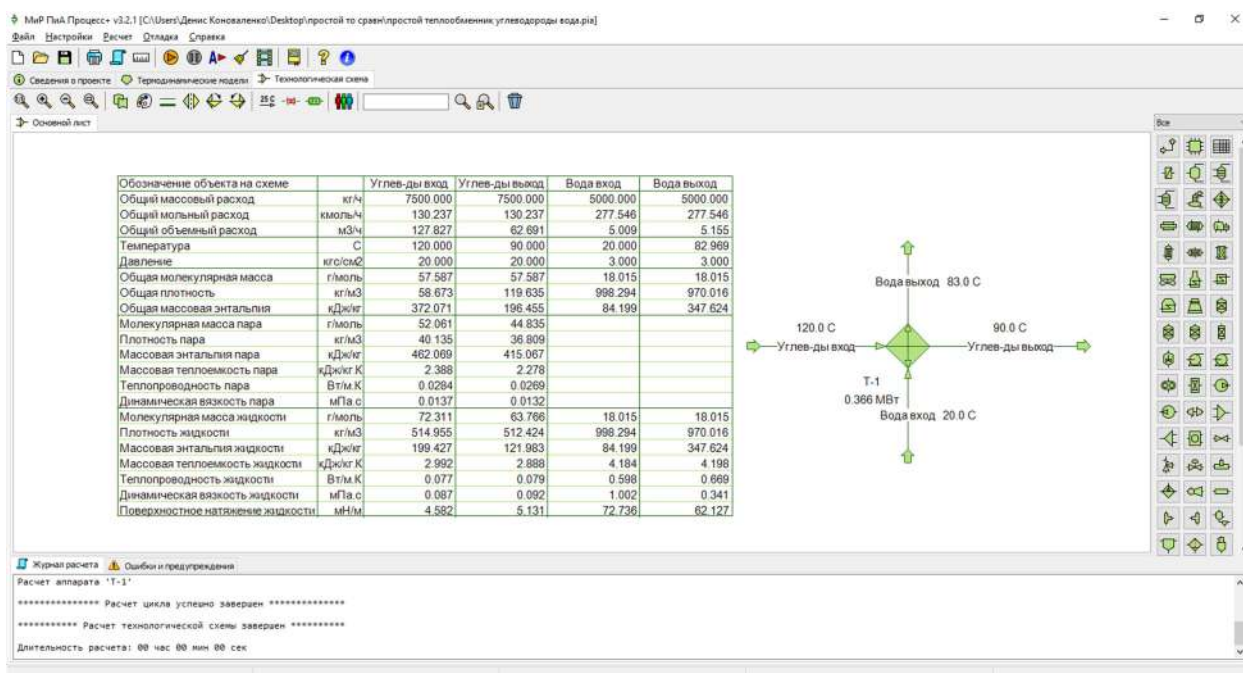


Рис. 2.3.2. Расчетная модель простого теплообменника (углеводороды – вода).

Таблица 2.3.3. Параметры потоков, участвующих в теплообмене.

Параметр	Ед. изм.	Горячий поток	Холодный поток
Среда	–	Углеводороды состав, %масс. Метан – 1,1 Этан – 5,7 Пропан – 21,9 Изобутан – 7,9 Бутан – 18,1 Изопентан – 9,3 Пентан – 9,4 Гексан – 11,9 Гептан – 8,4	Вода

		Октан – 4,3 Нонан – 2,0	
Расход	кг/ч	7500	5000
Температура	°С	120	20
Давление	кгс/см ²	20	3

Таблица 2.3.4. Сравнение результатов моделирования простого теплообменника.

Параметр	Ед. изм.	МиР ПиА	HYSYS	Отклоне- ние	PRO/II	Отклоне- ние
Суммарная тепловая нагрузка	МВт	0,366	0,365	0,27 %	0,364	0,55 %
Температура горячего потока на выходе	°С	90,0	90,0	0,0 °С	90,0	0,0 °С
Температура холодного потока на выходе	°С	83,0	82.8	0,2 °С	82,7	0,3 °С

в) Водяной пар – Вода

Расчетная модель, реализованная в программном продукте «МиР ПиА Процесс+», приведена на рисунке 2.3.3. Данный файл включен в состав дистрибутива программного продукта под именем «Простой теплообменник водяной пар_вода.ria»/

Параметры потоков, участвующих в теплообмене приведены в таблице 2.3.5. Результаты анализа точности моделирования представлены в таблице 2.3.6.

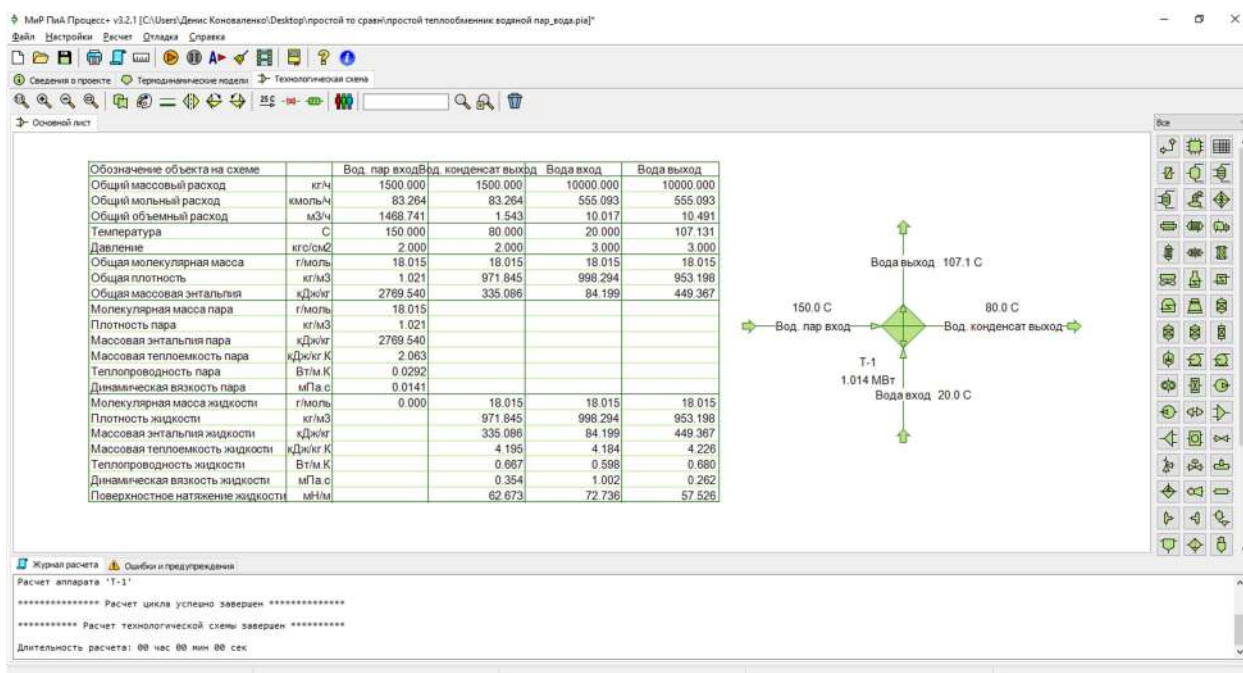


Рис. 2.3.3. Расчетная модель простого теплообменника (водяной пар – вода).

Таблица 2.3.5. Параметры потоков, участвующих в теплообмене.

Параметр	Ед. изм.	Горячий поток	Холодный поток
Среда	–	Водяной пар	Вода
Расход	кг/ч	1500	10000
Температура	°С	150	20
Давление	кгс/см ²	2	3

Таблица 2.3.6. Сравнение результатов моделирования простого теплообменника.

Параметр	Ед. изм.	МиР ПиА	HYSYS	Отклоне- ние	PRO/II	Отклоне- ние
Суммарная тепловая нагрузка	МВт	1,014	1,014	0,0 %	1,014	0,0 %
Температура горячего потока на выходе	°C	80,0	80,0	0,0 °C	80,0	0,0 °C
Температура холодного потока на выходе	°C	107,1	107,1	0,0 °C	107,1	0,0 °C

2.3.2. Кожухотрубчатый теплообменник

В данном разделе рассматривается сравнительный анализ различных вариантов расчетов кожухотрубчатых теплообменников. Варианты отличаются как марками теплообменников, так и средами, участвующими в теплообмене.

а) Тoluол – Водяной пар (один аппарат диаметром 600 мм)

Данный вариант расчета одного теплообменника диаметром 600 мм рассмотрен в литературе [6]. Соответствующая расчетная модель, реализованная в программном продукте «МиР ПиА Процесс+», приведена на рисунке 2.3.4. Данный файл включен в состав дистрибутива программного продукта под именем «Кожухотрубчатый_to_600_толуол_водяной пар.ria».

Параметры потоков, участвующих в теплообмене приведены в таблице 2.3.7. Результаты анализа точности моделирования представлены в таблице 2.3.8.

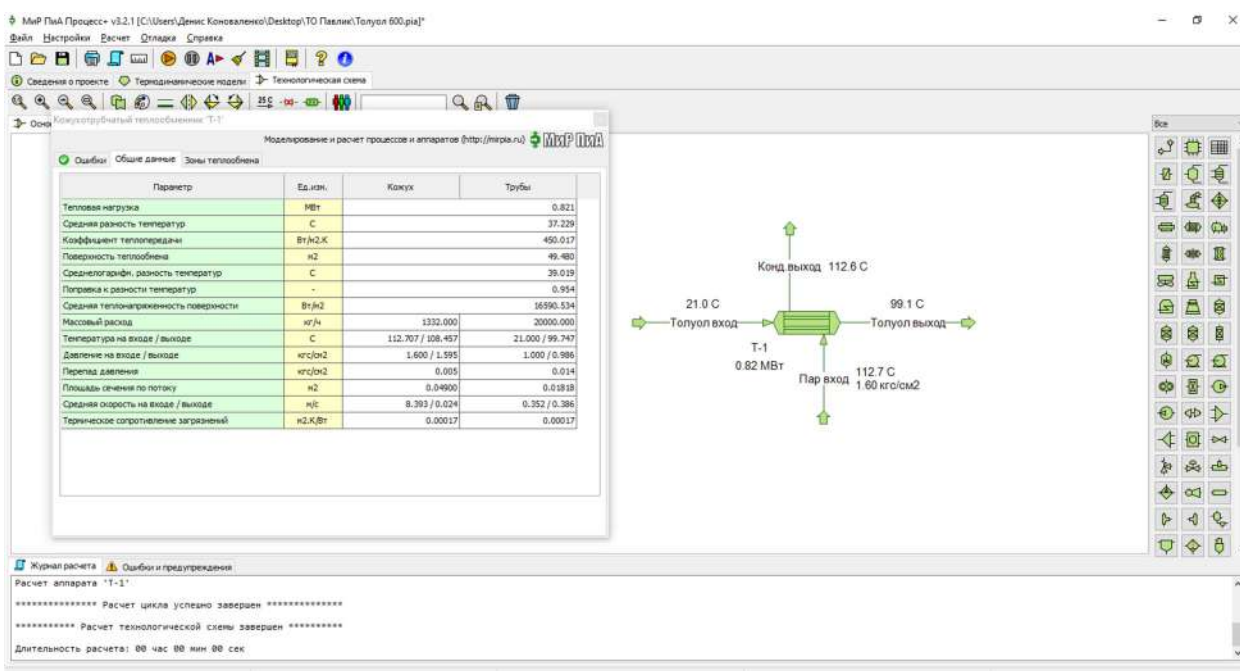


Рис. 2.3.4. Расчетная модель ТН-600-Х-Х/20Г-3-4-Х (толуол – водяной пар) в программном продукте «МиР ПиА Процесс+».

Таблица 2.3.7. Параметры потоков, участвующих в теплообмене.

Параметр	Ед. изм.	Трубное пространство	Межтрубное пространство
Среда	–	Толуол	Водяной пар
Расход	кг/ч	20000	1332
Температура	°С	21	Точка росы
Давление	кгс/см ²	1	1,6

Таблица 2.3.8. Сравнение результатов моделирования кожухотрубчатого теплообменника с литературными данными [6].

Параметр	Ед. изм.	Пример	МиР ПиА	Отклонение
Суммарная тепловая нагрузка	МВт	0,77	0,82	-6,0 %
Температура пара на входе	°С	112,7	112,7	0,0 °С
Температура пара на выходе	°С	112,7	112,6	-0,1 °С
Температура толуола на выходе	°С	98	99,1	1,1 °С

б) Тoluол – Водяной пар (два аппарата диаметром 800 мм)

Данный вариант расчета двух теплообменников диаметром 800 мм рассмотрен в литературе [6]. Соответствующая расчетная модель, реализованная в программном продукте «МиР ПиА Процесс+», приведена на рисунке 2.3.5. Данный файл включен в состав дистрибутива программного продукта под именем «Кожухотрубчатый_to_2x800_толуол_водяной пар.ria».

Параметры потоков, участвующих в теплообмене приведены в таблице 2.3.9. Результаты анализа точности моделирования представлены в таблице 2.3.10.

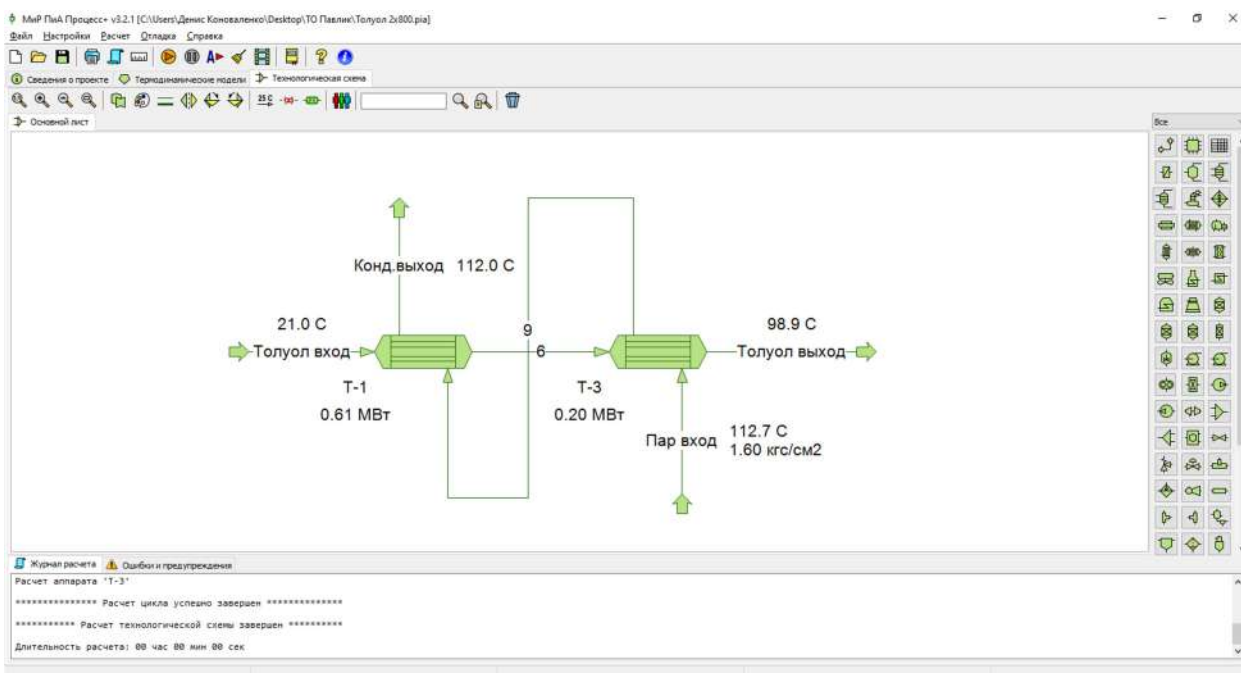


Рис. 2.3.5. Расчетная модель ТН-800-Х-Х/20Г-2-1-Х (толуол – водяной пар) в программном продукте «МиР ПиА Процесс+».

Таблица 2.3.9. Параметры потоков, участвующих в теплообмене.

Параметр	Ед. изм.	Трубное пространство	Межтрубное пространство
Среда	–	Толуол	Водяной пар
Расход	кг/ч	20000	1332
Температура	°С	21	Точка росы
Давление	кгс/см ²	1	1,6

Таблица 2.3.10. Сравнение результатов моделирования кожухотрубчатого теплообменника с литературными данными [6].

Параметр	Ед. изм.	Пример	МиР ПиА	Отклонение
Суммарная тепловая нагрузка	МВт	0,77	0,81	-5,2 %
Температура пара на входе	°С	112,7	112,7	0,0 °С
Температура пара на входе	°С	112,7	112,0	-0,7 °С
Температура толуола на выходе	°С	98	98,9	0,9 °С

в) Азот – Вода (два аппарата диаметром 273 мм)

Данный вариант расчета двух теплообменников диаметром 273 мм рассмотрен в литературе [6]. Соответствующая расчетная модель, реализованная в программном продукте «МиР ПиА Процесс+», приведена на рисунке 2.3.6. Данный файл включен в состав дистрибутива программного продукта под именем «Кожухотрубчатый_to_273 азот_вода.ria».

Параметры потоков, участвующих в теплообмене приведены в таблице 2.3.11. Результаты анализа точности моделирования представлены в таблице 2.3.12.

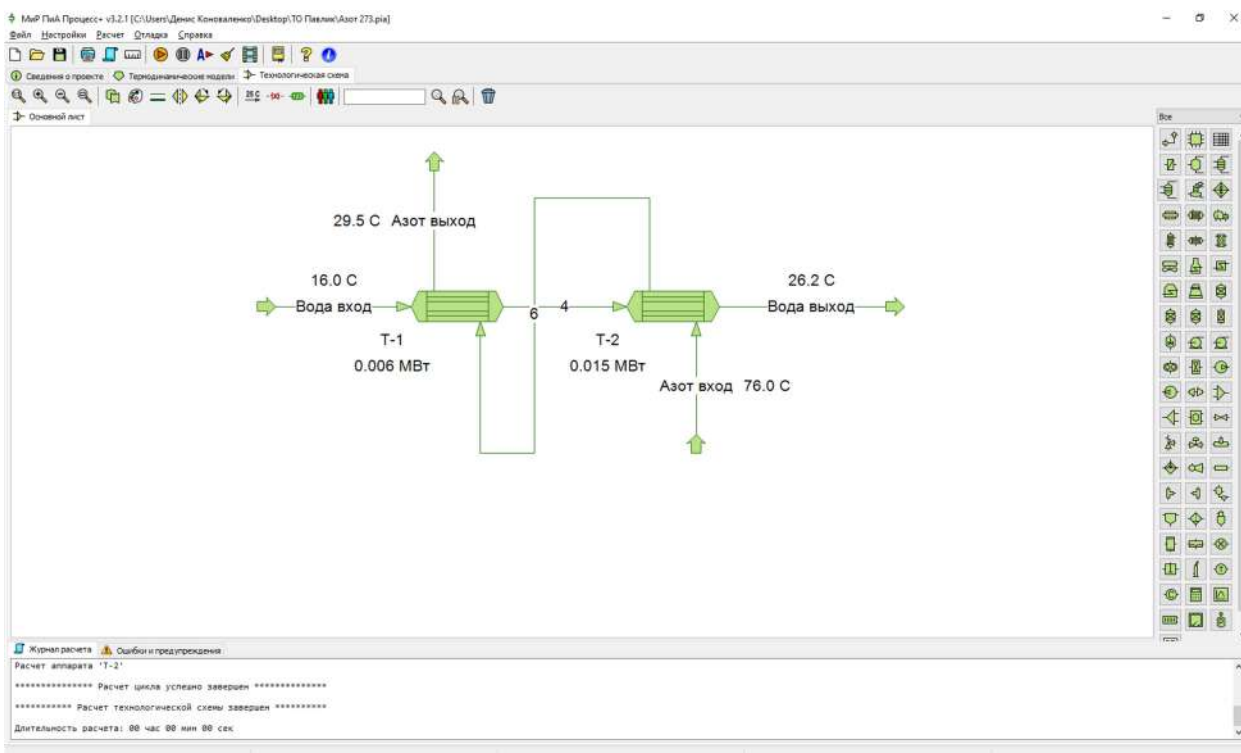


Рис. 2.3.6. Расчетная модель TX-273-X-X/20Г-1,5-1-X (азот – вода) в программном продукте «МиР ПиА Процесс+».

Таблица 2.3.11. Параметры потоков, участвующих в теплообмене.

Параметр	Ед. изм.	Трубное пространство	Межтрубное пространство
Среда	–	Вода	Азот
Расход	кг/ч	1746	1550
Температура	°С	16	76
Давление	кгс/см ²	2	1,5

Таблица 2.3.12. Сравнение результатов моделирования кожухотрубчатого теплообменника с литературными данными [6].

Параметр	Ед. изм.	Пример	МиР ПиА	Отклонение
Суммарная тепловая нагрузка	МВт	0,02	0,021	-1,05 %
Температура воды на выходе	°С	26	26,2	0,2 °С
Температура толуола на выходе	°С	31	29,5	-1,5 °С

г) Водяной пар – Вода (один аппарат диаметром 600 мм)

В данном варианте рассматривается точность моделирования кожухотрубчатого теплообменника ТПГ-600-Х-Х/20Г-3-1-Х, в котором происходит нагрев воды в жидкой фазе водяным паром. Параметры входных потоков представлены в таблице 2.3.13.

Расчетная модель, реализованная в программном продукте «МиР ПиА Процесс+», приведена на рисунке 2.3.7. Данный файл включен в состав дистрибутива программного продукта под именем «Кожухотрубчатый_to_600_водяной пар_вода.ria».

Результаты анализа точности моделирования представлены в таблице 2.3.14.

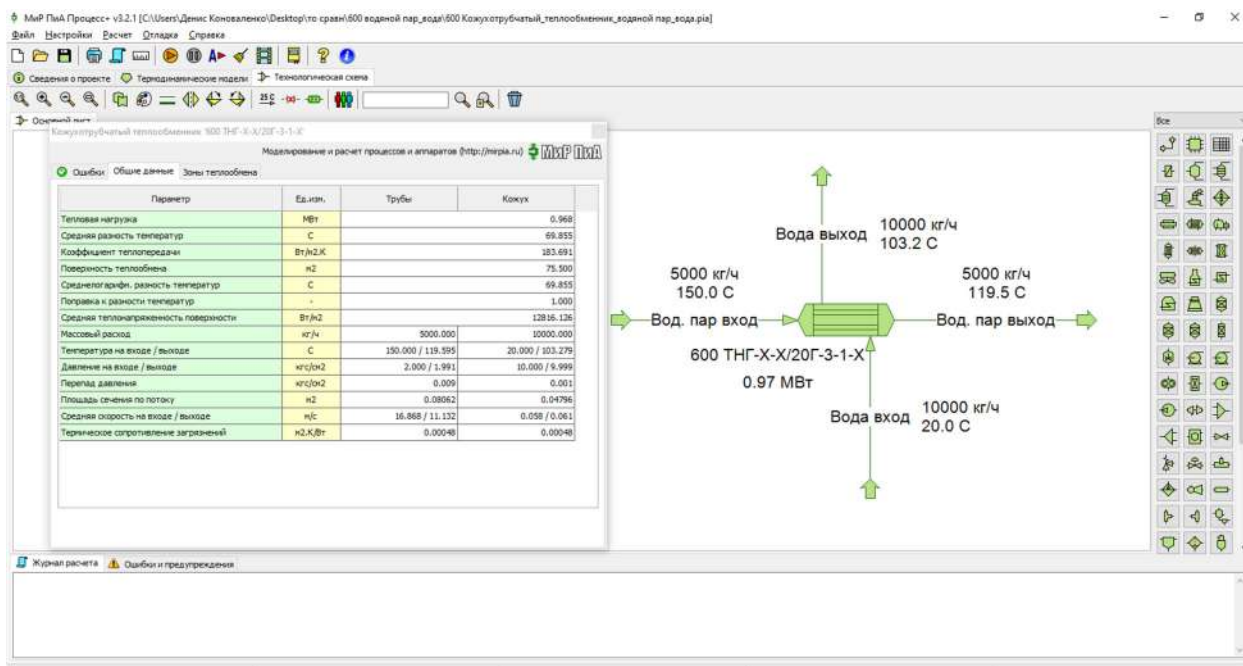


Рис. 2.3.7. Расчетная модель ТПГ-600-Х-Х/20Г-3-1-Х (водяной пар – вода) в программном продукте «МиР ПиА Процесс+».

Таблица 2.3.13. Параметры потоков, участвующих в теплообмене.

Параметр	Ед. изм.	Трубное пространство	Межтрубное пространство
Среда	–	Водяной пар	Вода (жидкость)
Расход	кг/ч	5000	10000
Температура	°С	150	20
Давление	кг/см ²	2	10

Таблица 2.3.14. Сравнение результатов моделирования кожухотрубчатого теплообменника

Параметр	Ед. изм.	МиР ПиА	HYSYS	Отклоне-ние	PRO/II	Отклоне-ние
Суммарная тепловая нагрузка	МВт	0,97	–	–	1,0	-3,0 %
Температура на выходе из труб	°С	119,5	–	–	119,3	0,2 °С
Температура на выходе из кожуха	°С	103,2	–	–	109,1	-5,9 °С

д) Водяной пар – Вода (один аппарат диаметром 1200 мм)

В данном варианте рассматривается точность моделирования кожухотрубчатого теплообменника ТПГ-1200-Х-Х/20Г-9-1-Х, в котором происходит нагрев воды в жидкой фазе водяным паром. Параметры входных потоков представлены в таблице 2.3.15.

Расчетная модель, реализованная в программном продукте «МиР ПиА Процесс+», приведена на рисунке 2.3.8. Данный файл включен в состав дистрибутива программного продукта под именем «Кожухотрубчатый_to_1200_водяной пар_вода.ria».

Результаты анализа точности моделирования представлены в таблице 2.3.16.

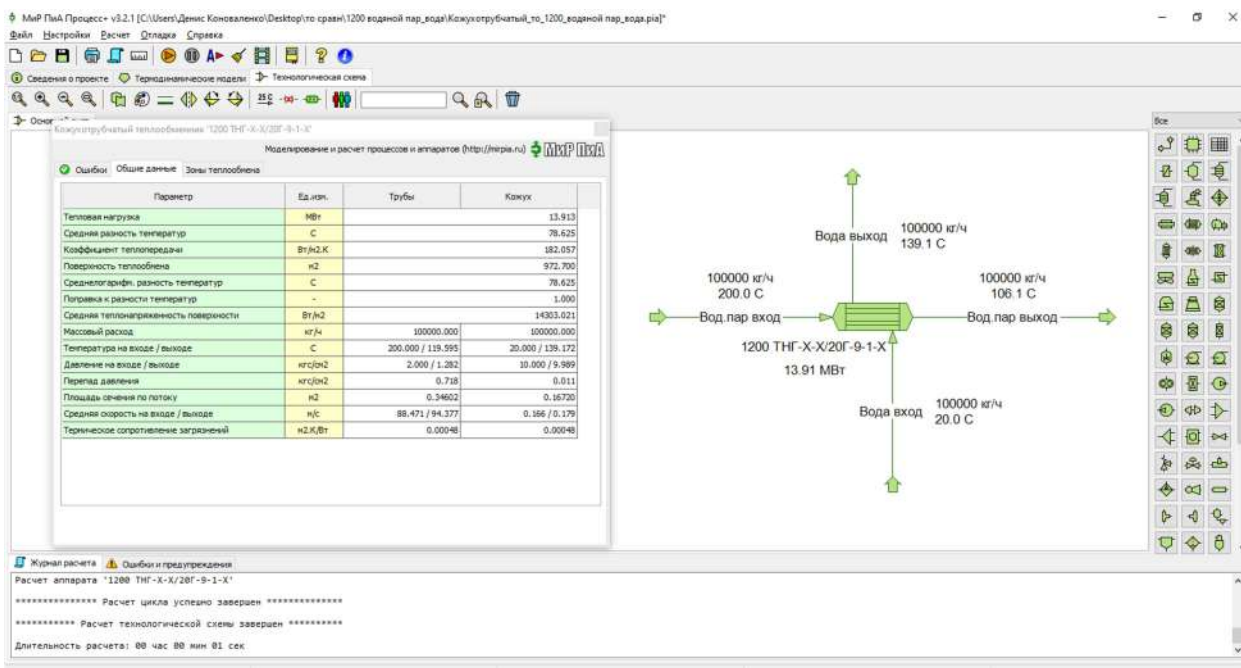


Рис. 2.3.8. Расчетная модель ТПГ-1200-Х-Х/20Г-9-1-Х (водяной пар – вода) в программном продукте «МиР ПиА Процесс+».

Таблица 2.3.15. Параметры потоков, участвующих в теплообмене.

Параметр	Ед. изм.	Трубное пространство	Межтрубное пространство
Среда	–	Водяной пар	Вода (жидкость)
Расход	кг/ч	1000000	1000000
Температура	°C	200	20
Давление	кг/см ²	2	10

Таблица 2.3.16. Сравнение результатов моделирования кожухотрубчатого теплообменника

Параметр	Ед. изм.	МиР ПиА	HYSYS	Отклоне-ние	PRO/II	Отклоне-ние
Суммарная тепловая нагрузка	МВт	13,9	–	–	14,0	0,0 %
Температура на выходе из труб	°C	106,1	–	–	105,3	0,8 °C
Температура на выходе из кожуха	°C	139,1	–	–	139,7	-0,6 °C

е) Углеводородный газ – Вода (один аппарат диаметром 600 мм)

В данном варианте рассматривается точность моделирования кожухотрубчатого теплообменника ТПГ-600-Х-Х/20Г-3-1-Х, в котором происходит нагрев воды углеводородным газом. Параметры входных потоков представлены в таблице 2.3.17.

Расчетная модель, реализованная в программном продукте «МиР ПиА Процесс+», приведена на рисунке 2.3.9. Данный файл включен в состав дистрибутива программного продукта под именем «Кожухотрубчатый_to_600_углеводородный газ_вода.ria».

Результаты анализа точности моделирования представлены в таблице 2.3.18.

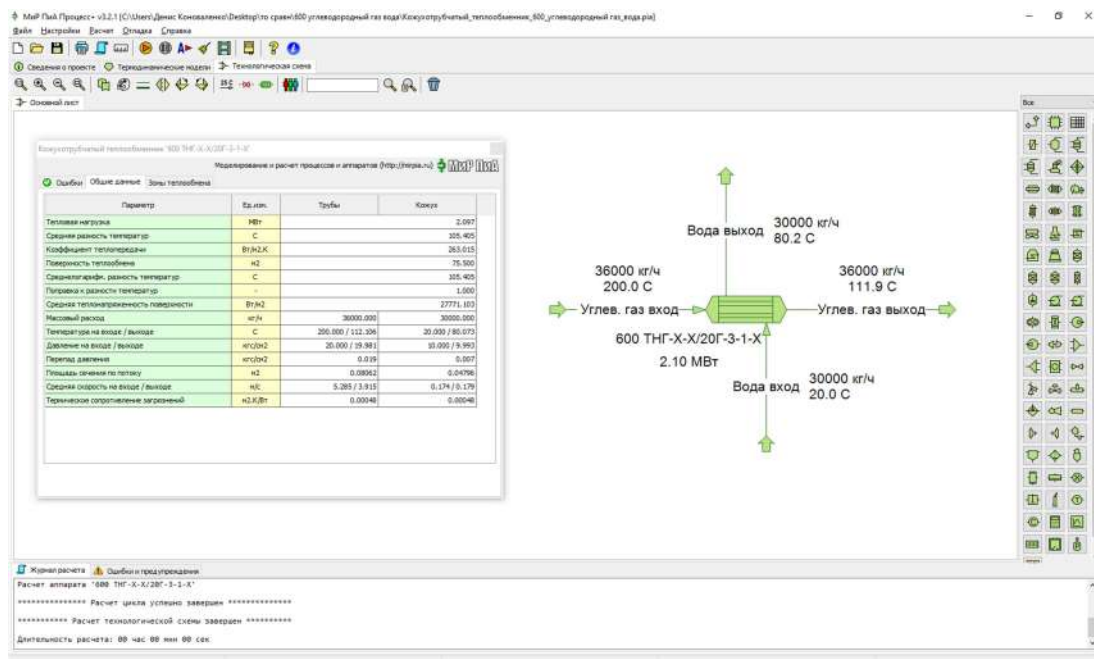


Рис. 2.3.9. Расчетная модель ТПГ-600-Х-Х/20Г-3-1-Х (углеводородный газ – вода).

Таблица 2.3.17. Параметры потоков, участвующих в теплообмене.

Параметр	Ед. изм.	Трубное пространство	Межтрубное пространство
Среда	–	Углеводородный газ Состав, % масс. Метан – 0,1154 Этан – 2,9405 Пропан – 96,829 Пропилен – 0,115 Изобутан – 0,0001	Вода (жидкость)
Расход	кг/ч	36000	18200
Температура	°С	200	20
Давление	кгс/см ²	20	10

Таблица 2.3.18. Сравнение результатов моделирования кожухотрубчатого теплообменника.

Параметр	Ед. изм.	МиР ПиА	HYSYS	Отклоне-ние	PRO/II	Отклоне-ние
Суммарная тепловая нагрузка	МВт	2,1	–	–	2,3	-9,1 %
Температура на выходе из труб	°С	111,9	–	–	102,9	9,0 °С
Температура на выходе из кожуха	°С	80,2	–	–	86,8	-6,6 °С

ж) Углеводородный газ – Вода (один аппарат диаметром 1200 мм)

В данном варианте рассматривается точность моделирования кожухотрубчатого теплообменника ТПГ-1200-Х-Х/20Г-9-1-Х, в котором происходит нагрев воды углеводородным газом. Параметры входных потоков представлены в таблице 2.3.19.

Расчетная модель, реализованная в программном продукте «МиР ПиА Процесс+», приведена на рисунке 2.3.10. Данный файл включен в состав дистрибутива программного продукта под именем «Кожухотрубчатый_то_1200_углеводородный газ_вода.ria».

Результаты анализа точности моделирования представлены в таблице 2.3.20.

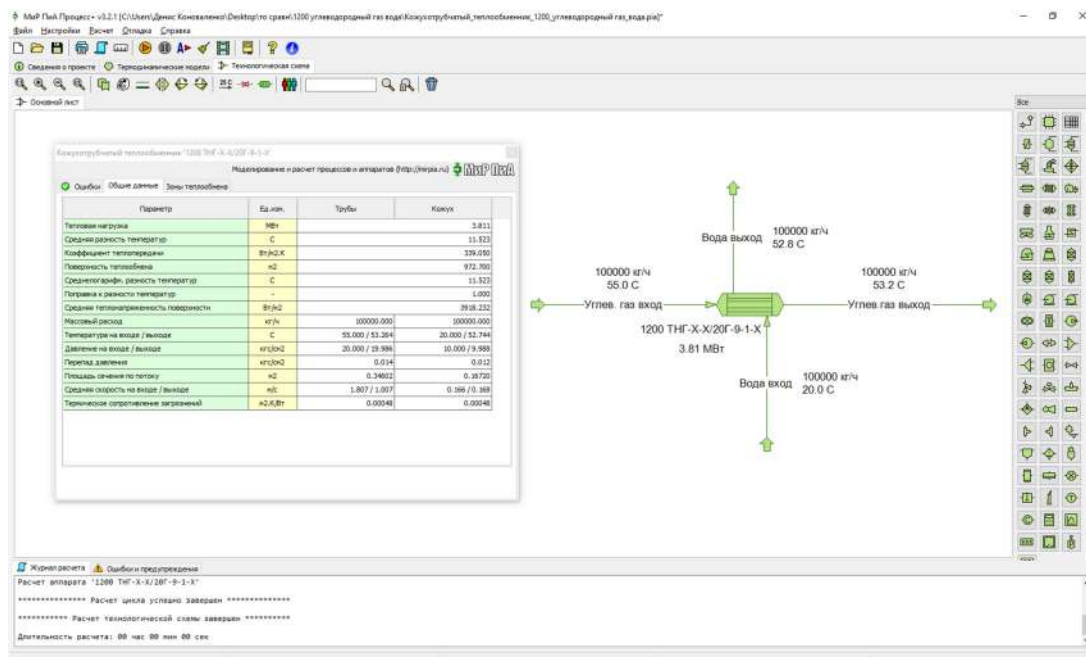


Рисунок 2.3.10. Расчетная модель ТПГ-1200-Х-Х/20Г-9-1-Х (углеводородный газ – вода).

Табл. 2.3.19. Параметры потоков, участвующих в теплообмене.

Параметр	Ед. изм.	Трубное пространство	Межтрубное пространство
Среда	–	Углеводородный газ Состав, % масс. Метан – 0,1154 Этан – 2,9405 Пропан – 96,829 Пропилен – 0,115 Изобутан – 0,0001	Вода (жидкость)
Расход	кг/ч	100000	100000
Температура	°C	55	20
Давление	кгс/см²	20	10

Таблица 2.3.20. Сравнение результатов моделирования кожухотрубчатого теплообменника

Параметр	Ед. изм.	МиР ПиА	HYSYS	Отклонение	PRO/II	Отклонение
Суммарная тепловая нагрузка	МВт	3,81	–	–	3,80	0,0 %
Температура на выходе из труб	°C	53,2	–	–	53,3	-0,1 °C
Температура на выходе из кожуха	°C	52,8	–	–	52,6	0,2 °C

з) Жидкие углеводороды – Вода (один аппарат диаметром 600 мм)

В данном варианте рассматривается точность моделирования кожухотрубчатого теплообменника ТПГ-600-Х-Х/20Г-3-1-Х, в котором происходит охлаждение жидких углеводородов водой. Параметры входных потоков представлены в таблице 2.3.21.

Расчетная модель, реализованная в программном продукте «МиР ПиА Процесс+», приведена на рисунке 2.3.11. Данный файл включен в состав дистрибутива программного продукта под именем «Кожухотрубчатый_то_600_углеводороды жидкие_вода.ria».

Результаты анализа точности моделирования представлены в таблице 2.3.22.

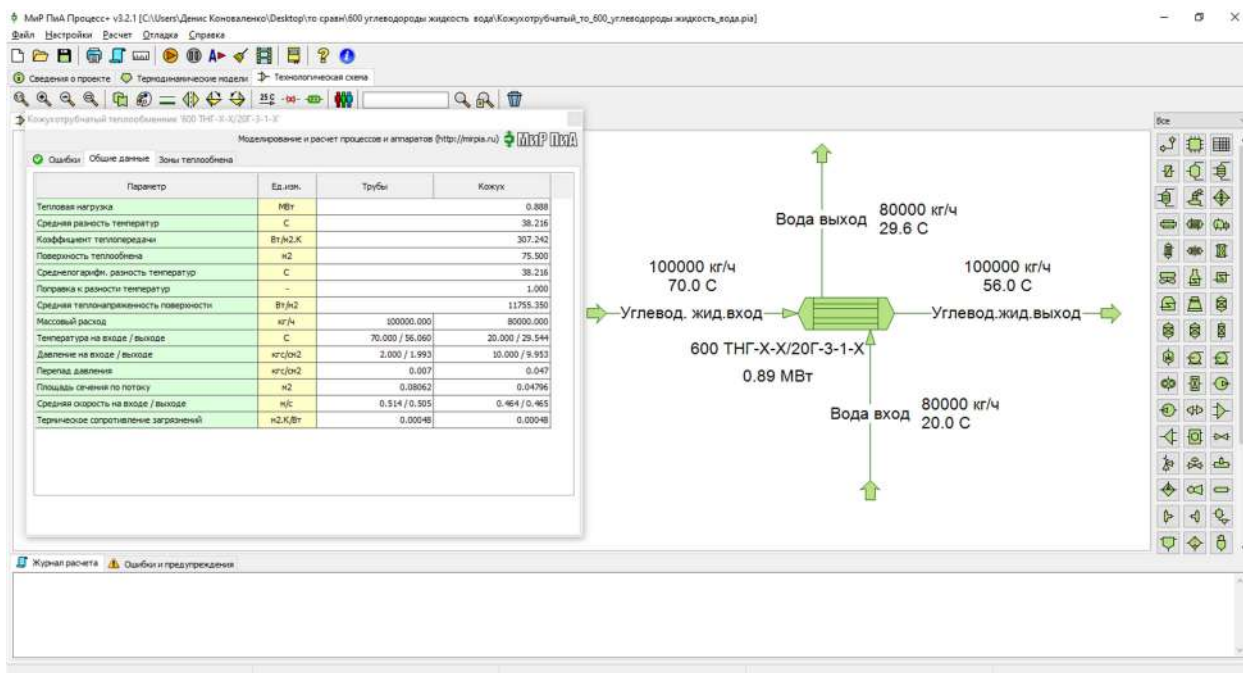


Рис. 2.3.11. Расчетная модель ТПГ-600-Х-Х/20Г-3-1-Х (углеводороды жидкие – вода).

Таблица 2.3.21. Параметры потоков, участвующих в теплообмене.

Параметр	Ед. изм.	Трубное пространство	Межтрубное пространство
Среда	–	Углеводороды жидкие Состав, % масс. Октан – 50 Нонан – 25 Декан – 25	Вода (жидкость)
Расход	кг/ч	1000000	80000
Температура	°С	70	20
Давление	кгс/см ²	2	10

Таблица 2.3.22. Сравнение результатов моделирования кожухотрубчатого теплообменника.

Параметр	Ед. изм.	МиР ПиА	HYSYS	Отклоне-ние	PRO/II	Отклоне-ние
Суммарная тепловая нагрузка	МВт	0,89	–	–	0,89	0,0 %
Температура на выходе из труб	°С	56,0	–	–	55,9	0,1 °С
Температура на выходе из кожуха	°С	29,6	–	–	29,5	0,1 °С

и) Жидкие углеводороды – Вода (один аппарат диаметром 1200 мм)

В данном варианте рассматривается точность моделирования кожухотрубчатого теплообменника ТПГ-1200-Х-Х/20Г-9-1-Х, в котором происходит охлаждение жидких углеводородов водой. Параметры входных потоков представлены в таблице 2.3.23.

Расчетная модель, реализованная в программном продукте «МиР ПиА Процесс+», приведена на рисунке 2.3.12. Данный файл включен в состав дистрибутива программного продукта под именем «Кожухотрубчатый_то_1200_углеводороды жидкие_вода.ria».

Результаты анализа точности моделирования представлены в таблице 2.3.24.

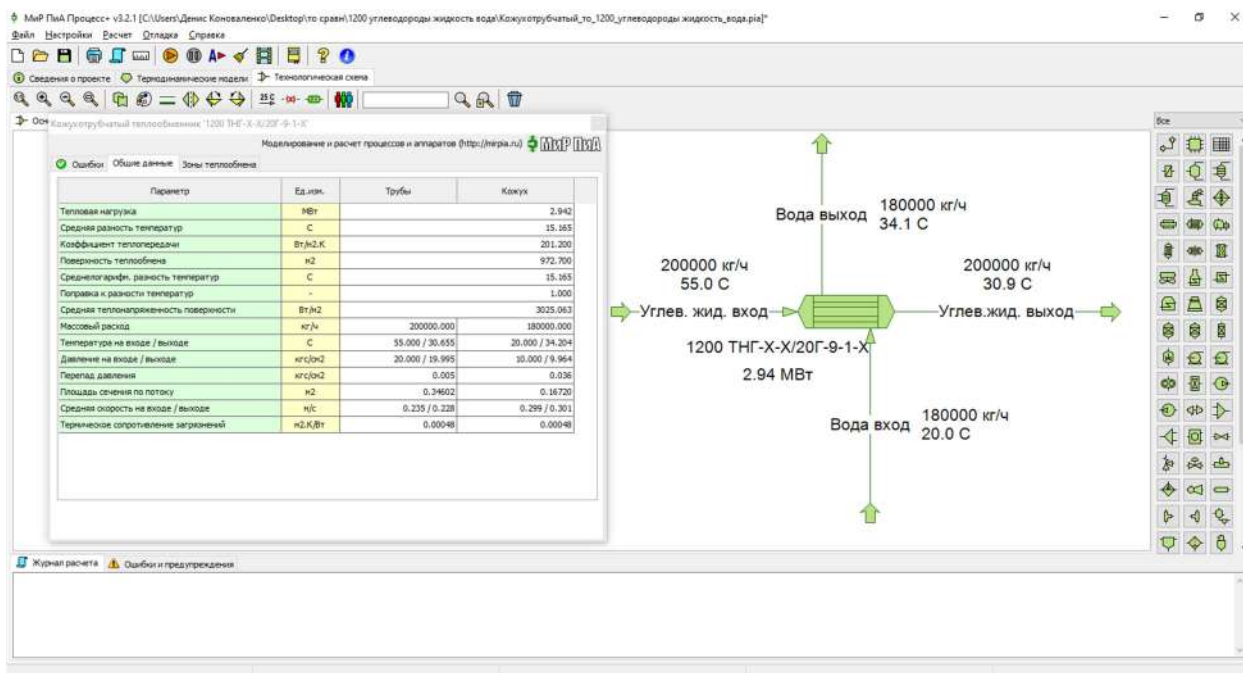


Рис. 2.3.12. Расчетная модель ТПГ-1200-Х-Х/20Г-9-1-Х (углеводороды жидкие– вода).

Таблица 2.3.23. Параметры потоков, участвующих в теплообмене.

Параметр	Ед. изм.	Трубное пространство	Межтрубное пространство
Среда	–	Углеводороды жидкие Состав, % масс. Октан – 50 Нонан – 25 Декан – 25	Вода (жидкость)
Расход	кг/ч	200000	180000
Температура	°С	55	20
Давление	кгс/см ²	20	10

Таблица 2.3.24. Сравнение результатов моделирования кожухотрубчатого теплообменника.

Параметр	Ед. изм.	МиР ПиА	HYSYS	Отклонение	PRO/II	Отклонение
Суммарная тепловая нагрузка	МВт	2,9	–	–	3,8	-26,9 %
Температура на выходе из труб	°С	30,9	–	–	32,7	-1,8 °С
Температура на выходе из кожуха	°С	34,1	–	–	32,8	1,3 °С

к) Жидкие углеводороды – Водяной пар (один аппарат диаметром 600 мм)

В данном варианте рассматривается точность моделирования кожухотрубчатого теплообменника ТПГ-600-Х-Х/20Г-3-1-Х, в котором происходит нагрев жидких углеводородов водяным паром. Параметры входных потоков представлены в таблице 2.3.25.

Расчетная модель, реализованная в программном продукте «МиР ПиА Процесс+», приведена на рисунке 2.3.13. Данный файл включен в состав дистрибутива программного продукта под именем «Кожухотрубчатый_то_600_углеводороды жидкие_водяной пар.ria».

Результаты анализа точности моделирования представлены в таблице 2.3.26.

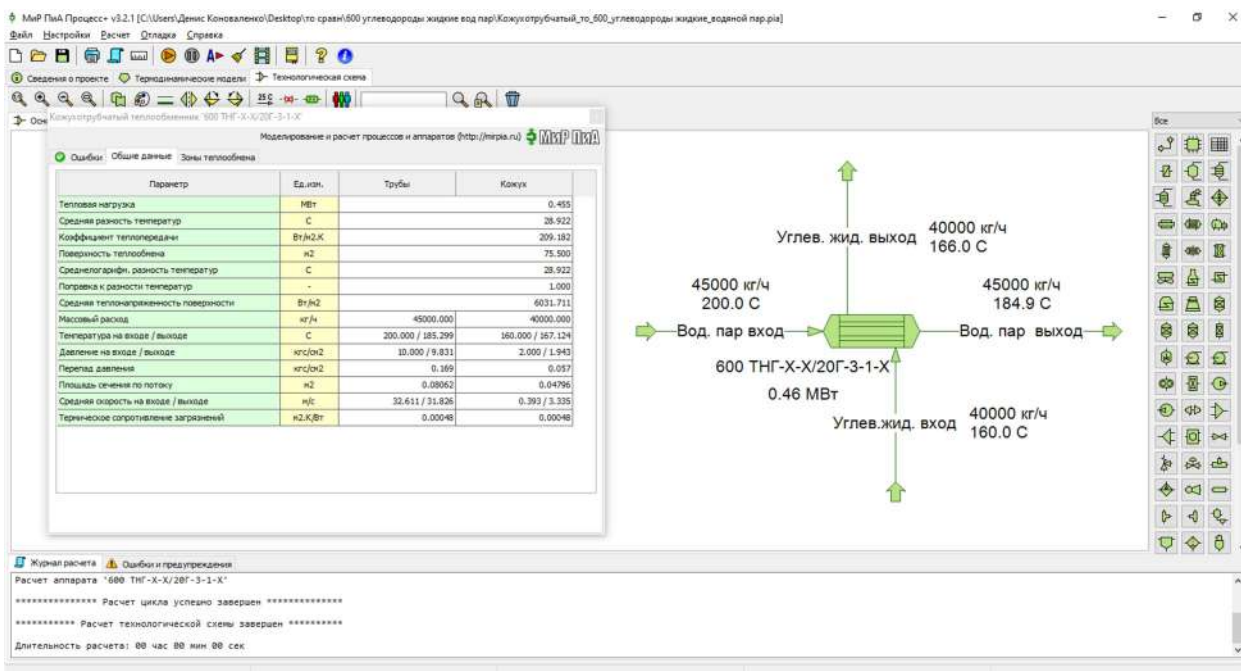


Рисунок 2.3.13. Расчетная модель ТПГ-600-Х-Х/20Г-3-1-Х (углеводороды жидкие – водяной пар).

Таблица 2.3.25. Параметры потоков, участвующих в теплообмене.

Параметр	Ед. изм.	Трубное пространство	Межтрубное пространство
Среда	–	Водяной пар	Углеводороды жидкие Состав, % масс. Октан – 50 Нонан – 25 Декан – 25
Расход	кг/ч	45000	40000
Температура	°С	200	160
Давление	кгс/см ²	10	2

Таблица 2.3.26. Сравнение результатов моделирования кожухотрубчатого теплообменника.

Параметр	Ед. изм.	МиР ПиА	HYSYS	Отклоне-ние	PRO/II	Отклоне-ние
Суммарная тепловая нагрузка	МВт	0,46	–	–	0,58	-23,1 %
Температура на выходе из труб	°С	184,9	–	–	180,9	4,0 °С
Температура на выходе из кожуха	°С	166,0	–	–	164,8	1,2 °С

л) Жидкие углеводороды – Водяной пар (один аппарат диаметром 1200 мм)

В данном варианте рассматривается точность моделирования кожухотрубчатого теплообменника ТПГ-1200-Х-Х/20Г-9-1-Х, в котором происходит нагрев жидких углеводородов водяным паром. Параметры входных потоков представлены в таблице 2.3.27.

Расчетная модель, реализованная в программном продукте «МиР ПиА Процесс+», приведена на рисунке 2.3.14. Данный файл включен в состав дистрибутива программного продукта под именем «Кожухотрубчатый_to_1200_углеводороды жидкие_водяной пар.ria».

Результаты анализа точности моделирования представлены в таблице 2.3.28.

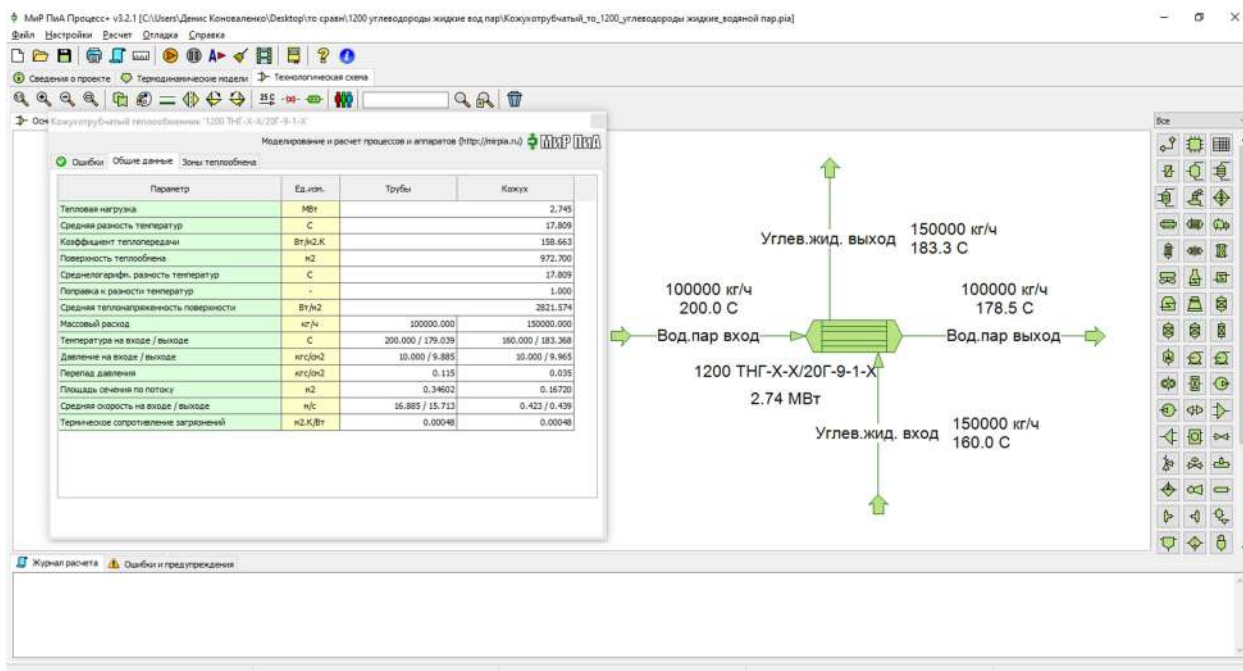


Рисунок 2.3.14. Расчетная модель ТПГ-1200-Х-Х/20Г-9-1-Х (углеводороды жидкие– водяной пар).

Таблица 2.3.27. Параметры потоков, участвующих в теплообмене.

Параметр	Ед. изм.	Трубное пространство	Межтрубное пространство
Среда	–	Водяной пар	Углеводородный газ Состав, % масс. Октан – 50 Нонан – 25 Декан – 25
Расход	кг/ч	100000	150000
Температура	°С	200	160
Давление	кгс/см ²	10	10

Таблица 2.3.28. Сравнение результатов моделирования кожухотрубчатого теплообменника.

Параметр	Ед. изм.	МиР ПиА	HYSYS	Отклоне-ние	PRO/II	Отклоне-ние
Суммарная тепловая нагрузка	МВт	2,7	–	–	3,0	-10,5 %
Температура на выходе из труб	°С	178,5	–	–	178,5	0,0 °С
Температура на выходе из кожуха	°С	183,3	–	–	185,6	-2,3 °С

м) Жидкие углеводороды – Углеводородный газ (один аппарат диаметром 600 мм)

В данном варианте рассматривается точность моделирования кожухотрубчатого теплообменника ТПГ-600-Х-Х/20Г-3-1-Х, в котором происходит нагрев жидких углеводородов углеводородным газом. Параметры входных потоков представлены в таблице 2.3.29.

Расчетная модель, реализованная в программном продукте «МиР ПиА Процесс+», приведена на рисунке 2.3.15. Данный файл включен в состав дистрибутива программного продукта под именем «Кожухотрубчатый_то_600_углеводороды жидкие_углеводородный газ.ria».

Результаты анализа точности моделирования представлены в таблице 2.3.30.

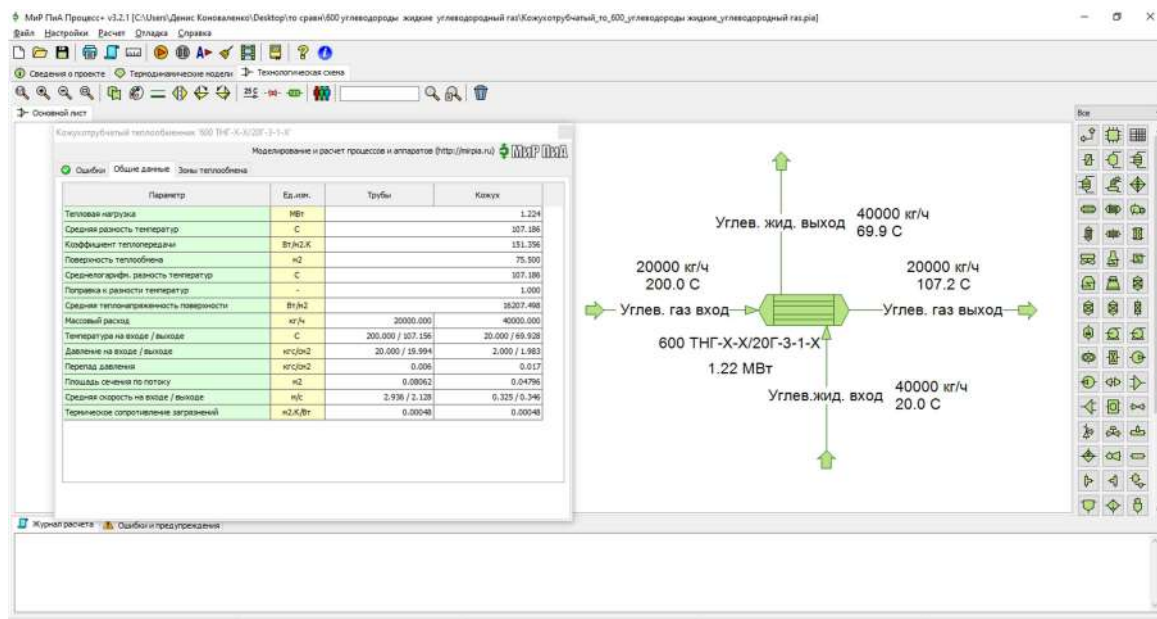


Рис. 2.3.15. Расчетная модель ТПГ-600-Х-Х/20Г-3-1-Х (углеводороды жидкие – углеводородный газ).

Таблица 2.3.29. Параметры потоков, участвующих в теплообмене.

Параметр	Ед. изм.	Трубное пространство	Межтрубное пространство
Среда	–	Углеводородный газ Состав, % масс. Метан – 0,1154 Этан – 2,9405 Пропан – 96,829 Пропилен – 0,115 Изобутан – 0,0001	Углеводороды жидкие Состав, % масс. Октан – 50 Нонан – 25 Декан – 25
Расход	кг/ч	20000	40000
Температура	°C	200	20
Давление	кгс/см ²	20	2

Таблица 2.3.30. Сравнение результатов моделирования кожухотрубчатого теплообменника.

Параметр	Ед. изм.	МиР ПиА	HYSYS	Отклонение	PRO/II	Отклонение
Суммарная тепловая нагрузка	МВт	1,2	–	–	1,4	-15,4 %
Температура на выходе из труб	°C	107,2	–	–	90,9	16,3 °C
Температура на выходе из кожуха	°C	69,9	–	–	79,0	-9,1 °C

н) Жидкие углеводороды – Углеводородный газ (один аппарат диаметром 1200 мм)

В данном варианте рассматривается точность моделирования кожухотрубчатого теплообменника ТПГ-1200-Х-Х/20Г-3-1-Х, в котором происходит нагрев жидких углеводородов углеводородным газом. Параметры входных потоков представлены в таблице 2.3.33.

Расчетная модель, реализованная в программном продукте «МиР ПиА Процесс+», приведена на рисунке 2.3.16. Данный файл включен в состав дистрибутива программного продукта под именем «Кожухотрубчатый_to_1200_углеводороды жидкие_углеводородный газ.ria».

Результаты анализа точности моделирования представлены в таблице 2.3.34.

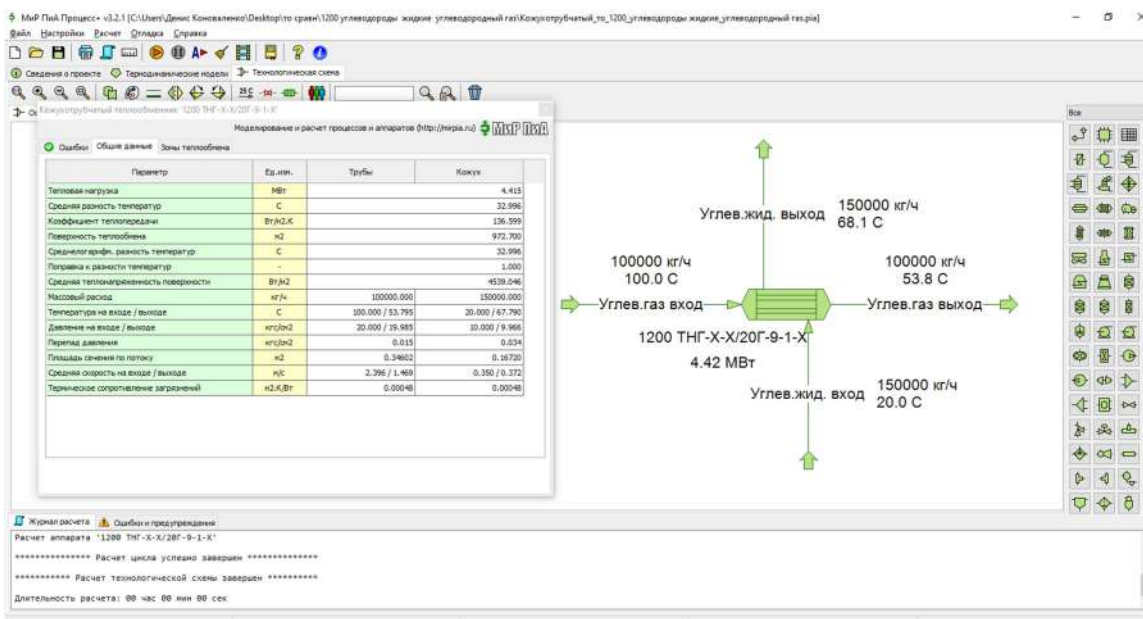


Рис.2.3.16. Расчетная модель ТПГ-1200-Х-Х/20Г-9-1-Х (углеводороды жидкие – углеводородный газ).

Таблица 2.3.31. Параметры потоков, участвующих в теплообмене.

Параметр	Ед. изм.	Трубное пространство	Межтрубное пространство
Среда	–	Углеводородный газ Состав, % масс. Метан – 0,1154 Этан – 2,9405 Пропан – 96,829 Пропилен – 0,115 Изобутан – 0,0001	Углеводороды жидкие Состав, % масс. Октан – 50 Нонан – 25 Декан – 25
Расход	кг/ч	100000	150000
Температура	°C	100	20
Давление	кгс/см ²	20	10

Таблица 2.3.32. Сравнение результатов моделирования кожухотрубчатого теплообменника.

Параметр	Ед. изм.	МиР ПиА	HYSYS	Отклонение	PRO/II	Отклонение
Суммарная тепловая нагрузка	МВт	4,4	–	–	4,8	-8,7 %
Температура на выходе из труб	°C	53,8	–	–	53,7	0,1 °C
Температура на выходе из кожуха	°C	68,1	–	–	73,0	-4,9 °C

2.3.3. Испаритель с паровым пространством

а) Жидкие углеводороды – Водяной пар (один аппарат диаметром 2000 мм)

В данном варианте рассматривается точность моделирования испарителя с паровым пространством 2000 ИП-Х-Х/25-6-2-Х, в котором происходит нагрев углеводородной смеси водяным паром. Параметры входных потоков представлены в таблице 2.3.33.

Расчетная модель, реализованная в программном продукте «МиР ПиА Процесс+», приведена на рисунке 2.3.17. Данный файл включен в состав дистрибутива программного продукта под именем «Испаритель с паровым пространством 2000.pia».

Результаты анализа точности моделирования представлены в таблице 2.3.34.

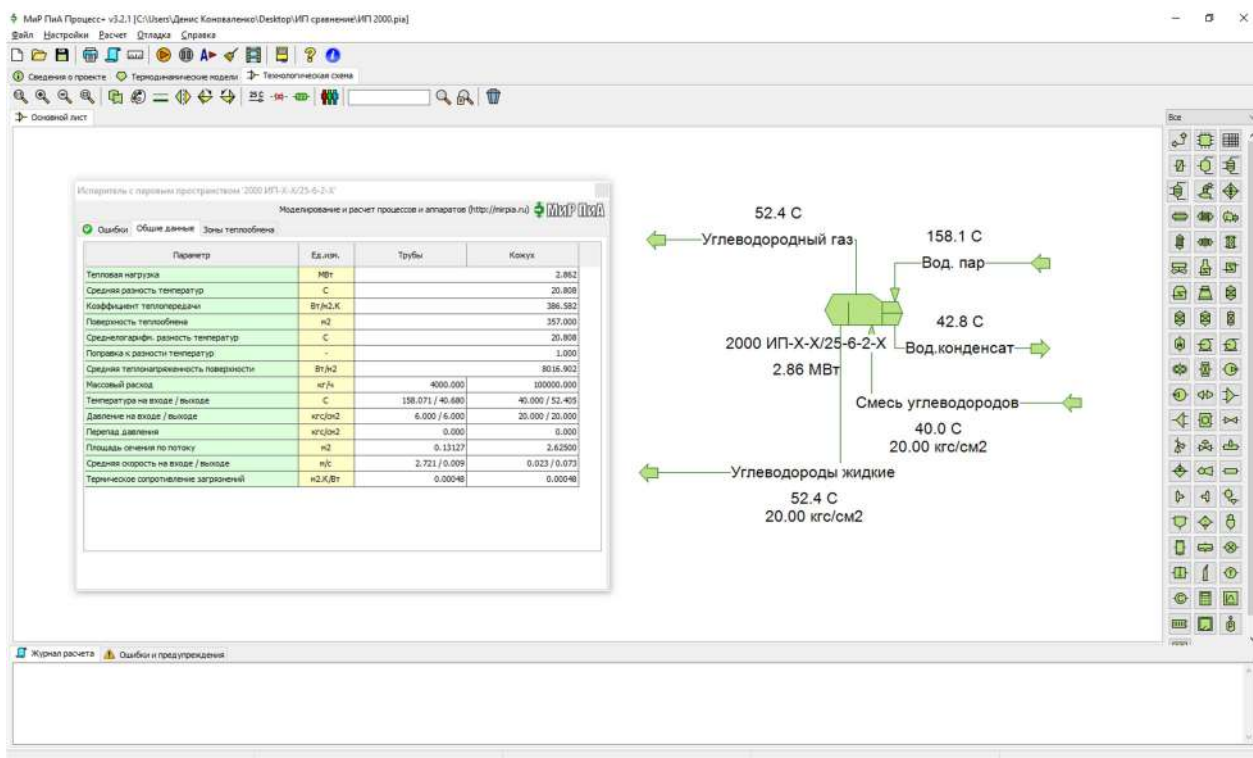


Рис. 2.3.17. Расчетная модель 2000 ИП-Х-Х/25-6-2-Х.

Таблица 2.3.33. Параметры потоков, участвующих в теплообмене.

Параметр	Ед. изм.	Трубное пространство	Межтрубное пространство
Среда	–	Водяной пар	Смесь углеводородов Состав, % масс. Метан – 0,1154 Этан – 2,9405 Пропан – 96,829 Пропилен – 0,115 Изобутан – 0,0001
Расход	кг/ч	4000	100000
Температура	°С	Температура точки росы (рассчитывается автоматически)	40
Давление	кгс/см ²	6	20

Таблица 2.3.34. Сравнение результатов моделирования теплообменника.

Параметр	Ед. изм.	МиР ПиА	HYSYS	Отклоне- ние	PRO/II	Отклоне- ние
Суммарная тепловая нагрузка	МВт	2,86	–	–	2,82	1,4 %
Температура пара на выходе из кожуха	°С	52,4	–	–	52,4	0,0 °С
Температура водяного пара на входе	°С	158,1	–	–	158,7	-0,6 °С
Температура водяного конденсата на выходе	°С	42,8	–	–	52,6	-9,8 °С

б) Жидкие углеводороды – Водяной пар (один аппарат диаметром 1200 мм)

В данном варианте рассматривается точность моделирования аппарата испарителя с паровым пространством 1200 ИП-Х-Х/25-6-2-Х, в котором происходит нагрев углеводородной смеси водяным паром. Параметры входных потоков представлены в таблице 2.3.35.

Расчетная модель, реализованная в программном продукте «МиР ПиА Процесс+», приведена на рисунке 2.3.18. Данный файл включен в состав дистрибутива программного продукта под именем «Испаритель с паровым пространством 1200.pia».

Результаты анализа точности моделирования представлены в таблице 2.3.36.

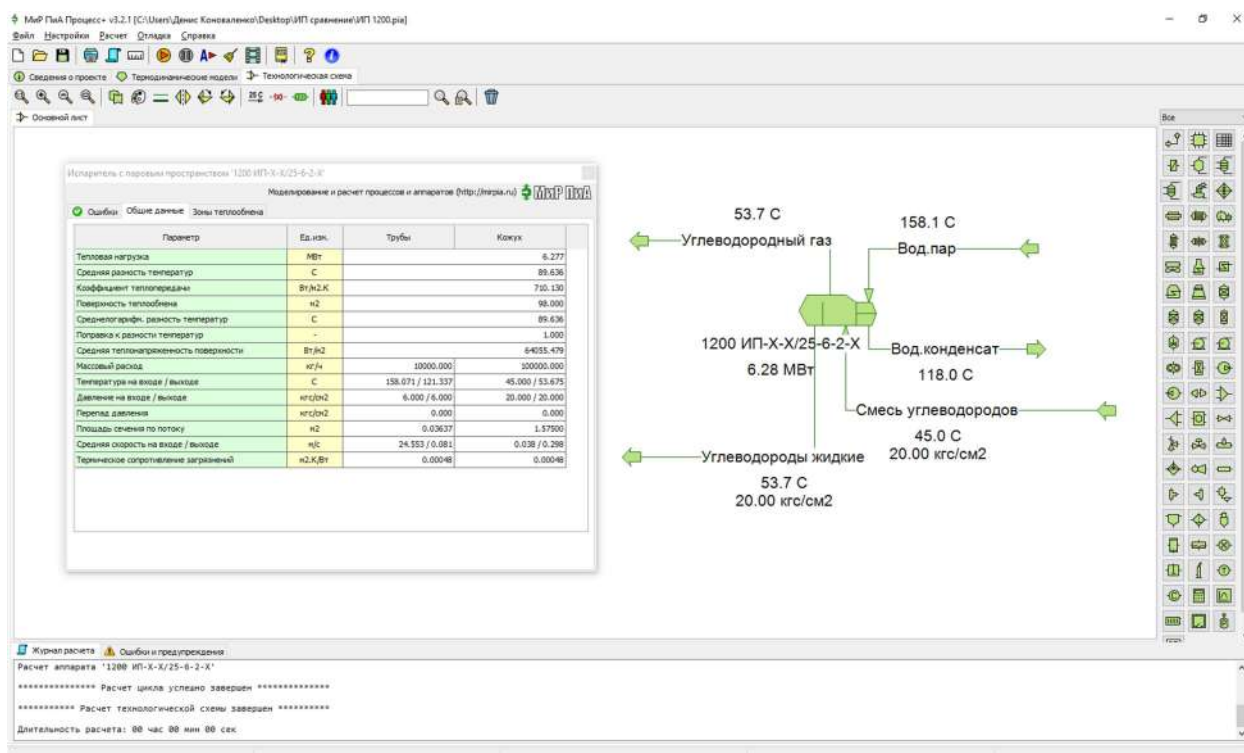


Рис. 2.3.18. Расчетная модель 1200 ИП-Х-Х/25-6-2-Х.

Таблица 2.3.35. Параметры потоков, участвующих в теплообмене.

Параметр	Ед. изм.	Трубное пространство	Межтрубное пространство
Среда	–	Водяной пар	Смесь углеводородов Состав, %масс Метан – 0,1154 Этан – 2,9405 Пропан – 96,829 Пропилен – 0,115 Изобутан – 0,0001
Расход	кг/ч	10000	100000
Температура	°С	Температура точки росы (рассчитывается автоматически)	45
Давление	кг/см ²	6	20

Таблица 2.3.36. Сравнение результатов моделирования теплообменника.

Параметр	Ед. изм.	МиР ПиА	HYSYS	Отклонение	PRO/II	Отклонение
Суммарная тепловая нагрузка	МВт	6,28	–	–	6,27	0,2 %
Температура пара на выходе из межтрубного пространства	°С	53,7	–	–	52,7	1,0 °С
Температура водяного пара на входе	°С	158,1	–	–	158,1	0,0 °С
Температура водяного конденсата на выходе	°С	118,0	–	–	122,6	-4,6 °С

2.3.4. Аппарат воздушного охлаждения

а) Конденсация углеводородного газа 1

В данном варианте рассматривается точность моделирования аппарата воздушного охлаждения, в котором происходит конденсация углеводородной смеси. Параметры работы аппарата представлены в таблице 2.3.37.

Таблица 2.3.37. Исходные данные для расчета аппарата воздушного охлаждения 1.

1	Температура охлаждаемого продукта, °С	вход	выход
		80,03	44,11
2	Давление продукта на входе, кПа (абс.)	2495,84	
3	Температура охлаждающего воздуха на входе, °С	32	
4	Расход продукта, кг/ч	1 358 696,85	
5	Расход воздуха на всю установку, м³/ч	16 253 644	
6	Состав продукта	Вещество	Содержание, % моль
		CO ₂	0,0064
		CH ₄	0,0540
		C ₂ H ₆	33,3861
		C ₃ H ₈	43,3650
		i-C ₄ H ₁₀	10,4584
		n-C ₄ H ₁₀	12,6043
		i-C ₅ H ₁₂	0,1071
		n-C ₅ H ₁₂	0,0109
	CH ₄ S	0,0079	
7	Термическое сопротивление загрязнению, м²·°С/Вт - со стороны воздуха - со стороны продукта	0,000	
		0,000	
8	Материальное исполнение	304 Stainless steel (18 Cr, 8 Ni)	
9	Тип соединения аппаратов	Параллельное	
10	Количество аппаратов в установке, шт.	16	
11	Количество секций в аппарате, шт.	2	
12	Количество труб в одной секции, шт.	455	
13	Количество рядов труб	10	
14	Количество ходов	4	
15	Поперечный шаг труб, мм	69,85	
16	Поперечный шаг труб, мм	60,49	
17	Длина труб, м	16	
18	Диаметр трубы наружный, мм	25,4	
19	Толщина стенки трубы, мм	1,651	
20	Параметры оребрения	Диаметр по оребрению: 57,15 мм Высота ребра: 14,875 мм Толщина ребра у основания: 0,46 мм Толщина вершины ребра: 0,3 мм Количество ребер на метр: 394 шт.	
21	Материал оребрения	Алюминий 1060	
22	Относительная влажность воздуха, %	64	

Расчетная модель, реализованная в программном продукте «МиР ПиА Процесс+», приведена на рисунке 2.3.19. Данный файл включен в состав дистрибутива программного продукта под именем «Аппарат_воздушного_охлаждения_1.ria».

Результаты анализа точности моделирования представлены в таблице 2.3.38.

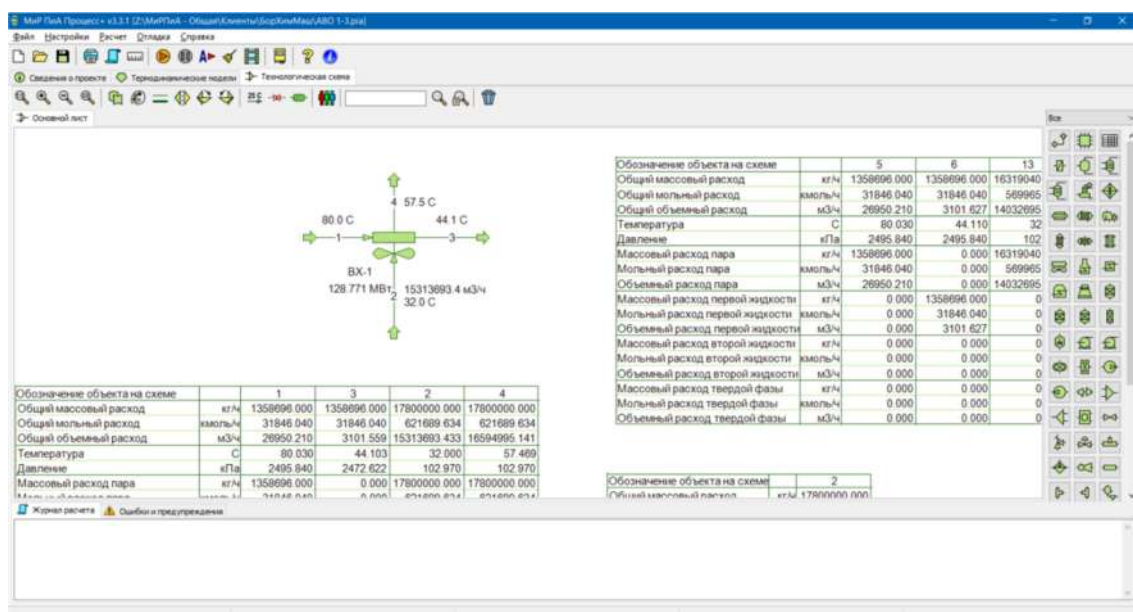


Рис. 2.3.19. Расчетная модель аппарата воздушного охлаждения 1.

Табл. 2.3.38. Сравнительный анализ расчетов аппарата воздушного охлаждения 1.

Параметр	Ед. изм.	HTRI	МиР ПиА	Отклонение МиР ПиА – HTRI	HYSYS	Отклонение МиР ПиА – HYSYS
Массовая доля газа на входе	%	100,0	100,0	0,0 %	100,0	0,0 %
Выходная темп. продукта	°C	44,1	44,1	0,0 °C	44,1	0,0 °C
Массовая доля газа на выходе	%	0,0	0,0	0,0 %	0,0	0,0 %
Тепловая нагрузка	MВт	128,813	128,771	-0,5 %	128,800	-0,02 %
Расход воздуха на установку	м³/ч	16253644	15313693	-6,1 %	14390000	6,0 %
Темп. воздуха на выходе	°C	56,7	57,5	-0,8 °C	59,5	-2,0 °C
Общая поверхность теплооб.	м²	380260	384000	1,0 %	384000	0,0 %
Средн. коэфф. теплопередачи	Вт/м²·К	25,8	21,2	-19,6 %	25,7	-21,2 %
Средн. коэфф. теплоотд. возд.	Вт/м²·К	1725	1700	-1,5 %	1596	6,1 %
Средн. коэфф. теплоотд. прод.	Вт/м²·К	44,5	37,6	-16,8 %	40,4	-7,5 %
Средняя разность темп.	°C	14,7	15,8	1,1 °C	13,0	2,8 °C

б) Конденсация углеводородного газа 2

В данном варианте рассматривается точность моделирования аппарата воздушного охлаждения, в котором происходит конденсация углеводородной смеси. Параметры работы аппарата представлены в таблице 2.3.39.

Таблица 2.3.39. Исходные данные для расчета аппарата воздушного охлаждения 1.

1	Температура охлаждаемого продукта, °С	вход	выход
		52,54	31,55
2	Давление продукта на входе, кПа (абс.)	4549,93	
3	Температура охлаждающего воздуха на входе, °С	20	
4	Расход продукта, кг/ч	863 094,855	
5	Расход воздуха на всю установку, м³/ч	9 797 637	
6	Состав продукта	Наименование компонента	Содержание, % мол.
		H ₂	0,0015
		He	0,0015
		N ₂	0,0414
		CO ₂	0,0154
		CH ₄	5,1007
		C ₂ H ₆	75,9192
		C ₃ H ₈	18,530
		i-C ₄ H ₁₀	0,3519
		n-C ₄ H ₁₀	0,0366
	CH ₄ S	0,0019	
7	Термическое сопротивление загрязнению, м²·°С/Вт - со стороны воздуха - со стороны продукта	0,000	
		0,000	
8	Материальное исполнение	304 Stainless steel (18 Cr, 8 Ni)	
9	Тип соединения аппаратов	Параллельное	
10	Количество аппаратов в установке, шт.	8	
11	Количество секций в аппарате, шт.	2	
12	Количество труб в одной секции, шт.	561	
13	Количество рядов труб	11	
14	Количество ходов	4	
15	Поперечный шаг труб, мм	75,0	
16	Поперечный шаг труб, мм	64,95	
17	Длина труб, м	16	
18	Диаметр трубы наружный, мм	25,4	
19	Толщина стенки трубы, мм	1,651	
20	Параметры оребрения	Диаметр по оребрению: 57,15 мм Высота ребра: 14,875 мм Толщина ребра у основания: 0,46 мм Толщина вершины ребра: 0,3 м. Количество ребер на метр: 394 шт.	
21	Материал оребрения	Алюминий 1060	
22	Относительная влажность воздуха, %	64	

Расчетная модель, реализованная в программном продукте «МиР ПиА Процесс+», приведена на рисунке 2.3.20. Данный файл включен в состав дистрибутива программного продукта под именем «Аппарат_воздушного_охлаждения_2.pia».

Результаты анализа точности моделирования представлены в таблице 2.3.40.

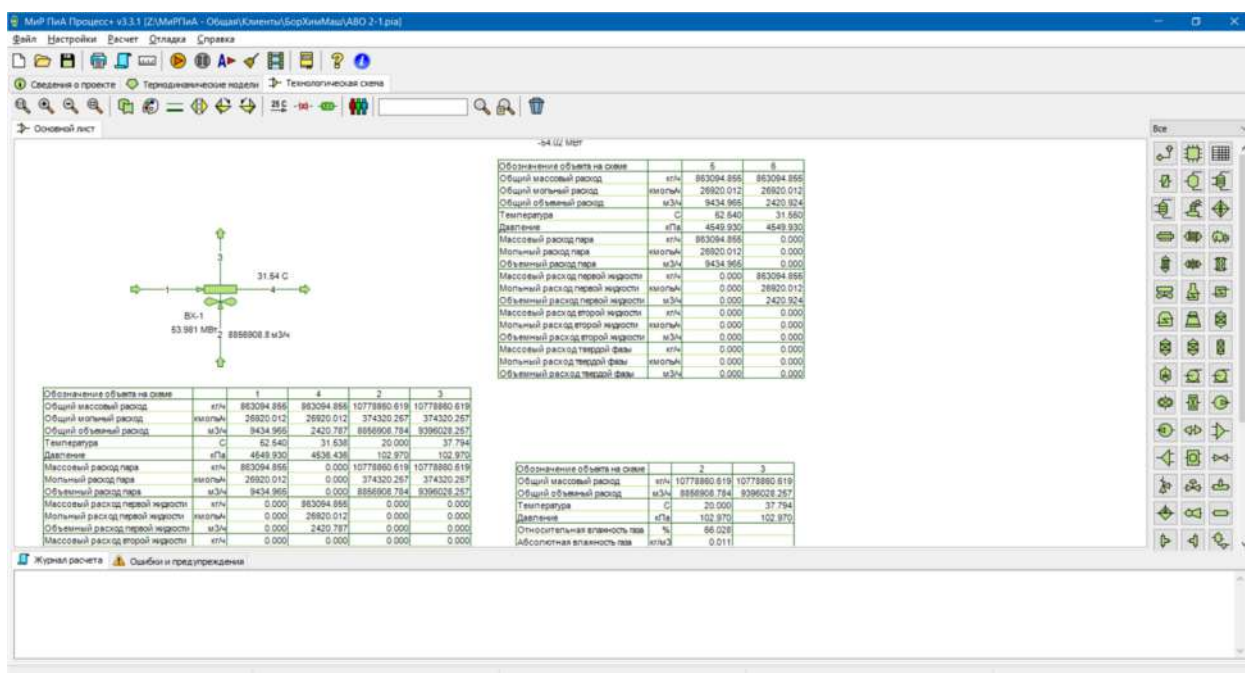


Рис. 2.3.20. Расчетная модель аппарата воздушного охлаждения 2.

Табл. 2.3.40. Сравнительный анализ расчетов аппарата воздушного охлаждения 2.

Параметр	Ед. изм.	HTRI	МиР ПиА	Отклонение МиР ПиА – HTRI	HYSYS	Отклонение МиР ПиА – HYSYS
Массовая доля газа на входе	%	100,0	100,0	0,0 %	100,0	0,0 %
Выходная темп. продукта	°C	31,55	31,54	-0,01 °C	31,55	-0,01 °C
Массовая доля газа на выходе	%	0,0	0,0	0,0 %	0,0	0,0 %
Тепловая нагрузка	МВт	53,847	53,981	0,2 %	54,02	-0,1 %
Расход воздуха на установку	м³/ч	9797637	8856908	-10,1 %	8121000	8,3 %
Темп. воздуха на выходе	°C	36,4	37,8	1,4 °C	39,7	-1,9 °C
Общая поверх- ность теплооб.	м²	237811	238296	0,2 %	238300	0,0 %
Средн. коэфф. теплопередачи	Вт/м²·К	25,7	18,2	-34,2 %	26,1	-43,4 %
Средн. коэфф. теплоотд. возд.	Вт/м²·К	43,7	35,3	-21,3 %	38,0	-7,7 %
Средн. коэфф. теплоотд. прод.	Вт/м²·К	1785	1530	-15,4 %	1880	-22,9 %
Средняя разность темп.	°C	10,6	12,5	1,9 °C	8,7	3,8 °C

в) Охлаждение углеводородного газа 3

В данном варианте рассматривается точность моделирования аппарата воздушного охлаждения, в котором происходит охлаждение углеводородной смеси. Параметры работы аппарата представлены в таблице 2.3.41.

Таблица 2.3.41. Исходные данные для расчета аппарата воздушного охлаждения 3.

1	Температура охлаждаемого продукта, °С	вход	выход
		98,52	35,90
2	Давление продукта на входе, кПа (абс.)	8465,0	
3	Температура охлаждающего воздуха на входе, °С	20	
4	Расход продукта, кг/ч	512629,845	
5	Расход воздуха на всю установку, м³/ч	2 023 073	
6	Состав продукта	Наименование компонента	Содержание, % мол.
		H2	0,1822
		He	0,1825
		Ar	0,0024
		N2	14,3850
		CO2	0,0086
		CH4	45,0039
		C2H6	39,8319
		C3H8	0,4031
i-C4H10	0,0003		
n-C4H10	0,0		
7	Термическое сопротивление загрязнению, м²·°С/Вт - со стороны воздуха - со стороны продукта	0,000	
		0,000	
8	Материальное исполнение	304 Stainless steel (18 Cr, 8 Ni)	
9	Тип соединения аппаратов	Параллельное	
10	Количество аппаратов в установке, шт.	2	
11	Количество секций в аппарате, шт.	2	
12	Количество труб в одной секции, шт.	392	
13	Количество рядов труб	8	
14	Количество ходов	2	
15	Поперечный шаг труб, мм	73,0	
16	Поперечный шаг труб, мм	63,218	
17	Длина труб, м	16	
18	Диаметр трубы наружный, мм	25,4	
19	Толщина стенки трубы, мм	1,651	
20	Параметры оребрения	Диаметр по оребрению: 57,15 мм Высота ребра: 14,875 мм Толщина ребра у основания: 0,46 мм Толщина вершины ребра: 0,3 мм Количество ребер на метр: 394 шт	
21	Материал оребрения	Алюминий 1060	
22	Относительная влажность воздуха, %	64	

Расчетная модель, реализованная в программном продукте «МиР ПиА Процесс+», приведена на рисунке 2.3.21. Данный файл включен в состав дистрибутива программного продукта под именем «Аппарат_воздушного_охлаждения_3.pia».

Результаты анализа точности моделирования представлены в таблице 2.3.42.

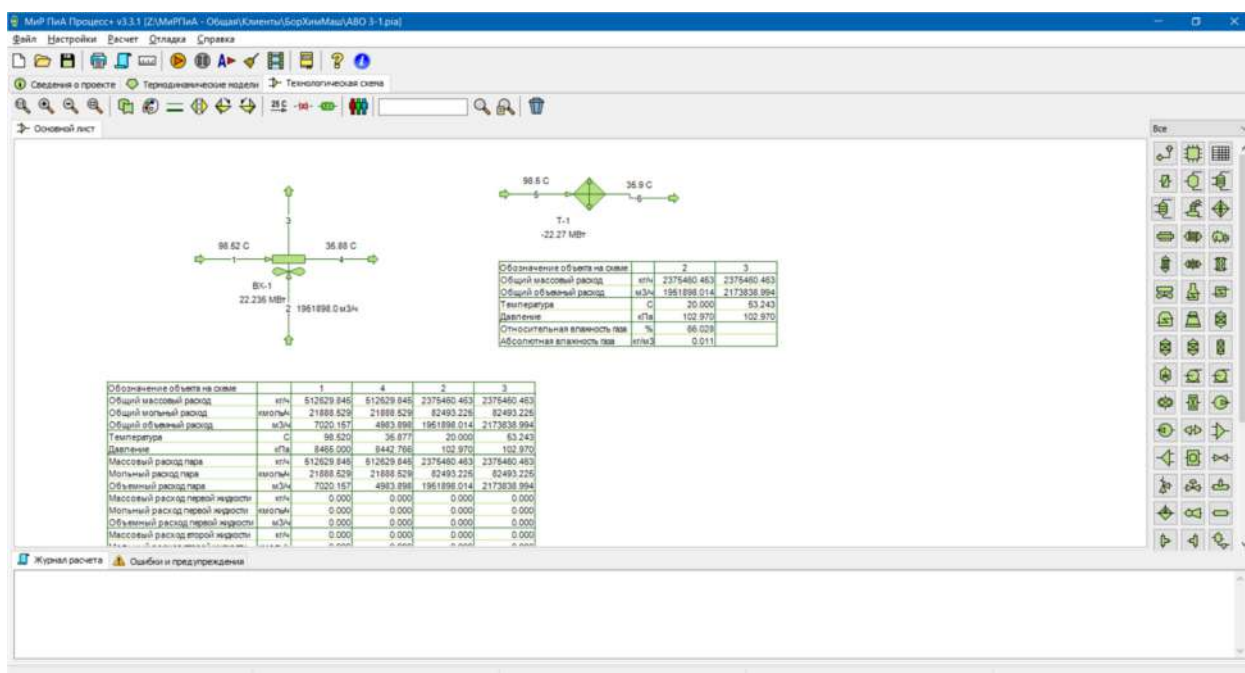


Рис. 2.3.21. Расчетная модель аппарата воздушного охлаждения 3.

Табл. 2.3.42. Сравнительный анализ расчетов аппарата воздушного охлаждения 3.

Параметр	Ед. изм.	HTRI	МиР ПиА	Отклонение МиР ПиА – HTRI	HYSYS	Отклонение МиР ПиА – HYSYS
Массовая доля газа на входе	%	100,0	100,0	0,0 %	100,0	0,0 %
Выходная темп. продукта	°C	35,9	35,9	0,0 °C	35,9	0,0 °C
Массовая доля газа на выходе	%	100,0	100,0	0,0 %	100,0	0,0 %
Тепловая нагрузка	МВт	22,309	22,235	-0,3 %	22,200	0,2 %
Расход воздуха на установку	м³/ч	2023073	1951898	-3,6 %	1719000	11,9 %
Темп. воздуха на выходе	°C	53,0	53,2	0,2 °C	58,3	-5,1 °C
Общая поверх- ность теплооб.	м²	42079	41650	-1,0 %	41650	0,0 %
Средн. коэфф. теплопередачи	Вт/м²·К	25,9	22,4	-14,5 %	23,6	-5,4 %
Средн. коэфф. теплоотд. возд.	Вт/м²·К	41,3	35,1	-16,2 %	36,5	-4,0 %
Средн. коэфф. теплоотд. прод.	Вт/м²·К	2011	1682	-17,8 %	1498	10,9 %
Средняя разность темп.	°C	25,2	23,8	-1,4 °C	22,6	1,2 °C

2.4. Простой компрессор

Данный раздел посвящен анализу точности моделирования простого компрессора, проводящего расчет процесса адиабатического сжатия газа.

Расчетная модель, реализованная в программном продукте «МиР ПиА Процесс+», приведена на рисунке 2.4.1. Данный файл включен в состав дистрибутива программного продукта под именем «Компрессор.pia».

Для обеспечения корректности сравнения часть параметров работы компрессора принята одинаковой как для программного продукта «МиР ПиА Процесс+», так и для его аналогов.

Во всех расчетах были использованы одинаковые химические составы газа, его расход, входные температуры и давления, представленные в таблице 2.4.1.

Результаты анализа точности моделирования представлены в таблице 2.4.2.

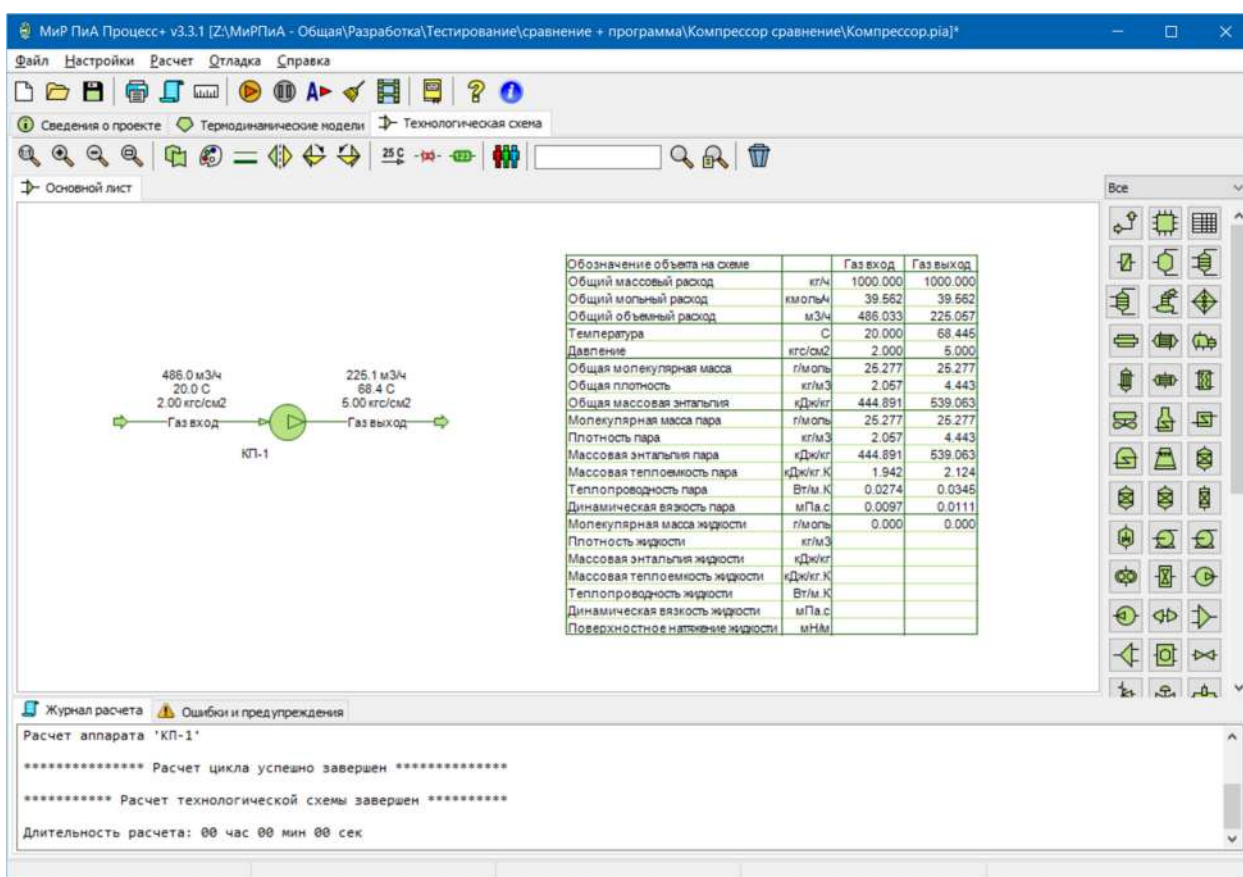


Рис. 2.4.1. Расчетная модель компрессора в программном продукте «МиР ПиА Процесс+».

Таблица 2.4.1. Параметры работы компрессора.

Параметр	Ед. изм.	Газ вход
Состав газа	% масс.	Метан – 40 Этан – 20 Пропан – 20 Бутан - 20
Расход газа	кг/ч	1000
Температура на входе в компрессор	°C	20
Давление на входе в компрессор	кгс/см²	2

Таблица 2.4.2. Сравнение результатов моделирования простого компрессора, полученных с помощью различных программных продуктов.

Параметр	Ед. изм.	МиР ПиА	HYSYS	Отклоне- ние	PRO/II	Отклоне- ние
Давление сжатия 5 кгс/см²						
Полезная мощность компрессора	МВт	0,026	0,026	0	0,026	0
Температура газа на выходе	°С	68,4	68,86	-0,46	69,1	-0,7
Объемный расход на выходе	м ³ /ч	225,1	225,4	-0,3	225,5	-0,4
Давление сжатия 8 кгс/см²						
Полезная мощность компрессора	МВт	0,041	0,041	0	0,041	0
Температура газа на выходе	°С	94,8	95,37	-0,57	95,64	-0,84
Объемный расход на выходе	м ³ /ч	150,8	151,1	-0,3	151,2	-0,4
Давление сжатия 12 кгс/см²						
Полезная мощность компрессора	МВт	0,055	0,0549	0,0001	0,0549	0,0001
Температура газа на выходе	°С	118,4	119	-0,6	119,2	-0,8
Объемный расход на выходе	м ³ /ч	106,5	106,7	-0,2	106,7	-0,2
Давление сжатия 16 кгс/см²						
Полезная мощность компрессора	МВт	0,065	0,0651	-0,0001	0,0651	-0,0001
Температура газа на выходе	°С	135,6	136,3	-0,7	136,4	-0,8
Объемный расход на выходе	м ³ /ч	83,1	83,28	-0,18	83,26	-0,16
Давление сжатия 20 кгс/см²						
Полезная мощность компрессора	МВт	0,073	0,0733	-0,0003	0,0733	-0,0003
Температура газа на выходе	°С	149,2	149,9	-0,7	150	-0,8
Объемный расход на выходе	м ³ /ч	68,5	68,65	-0,15	68,6	-0,1

2.5. Простой детандер

Данный раздел посвящен анализу точности моделирования простого детандера, проводящего расчет процесса адиабатического расширения газа.

Расчетная модель, реализованная в программном продукте «МиР ПиА Процесс+», приведена на рисунке 2.5.1. Данный файл включен в состав дистрибутива программного продукта под именем «Детандер.р1а».

Для обеспечения корректности сравнения часть параметров работы компрессора принята одинаковой как для программного продукта «МиР ПиА Процесс+», так и для его аналогов.

Во всех расчетах были использованы одинаковые химические составы газа, его расход, входные температуры и давления, представленные в таблице 2.5.1.

Результаты анализа точности моделирования представлены в таблицах 2.5.2 – 2.5.7.

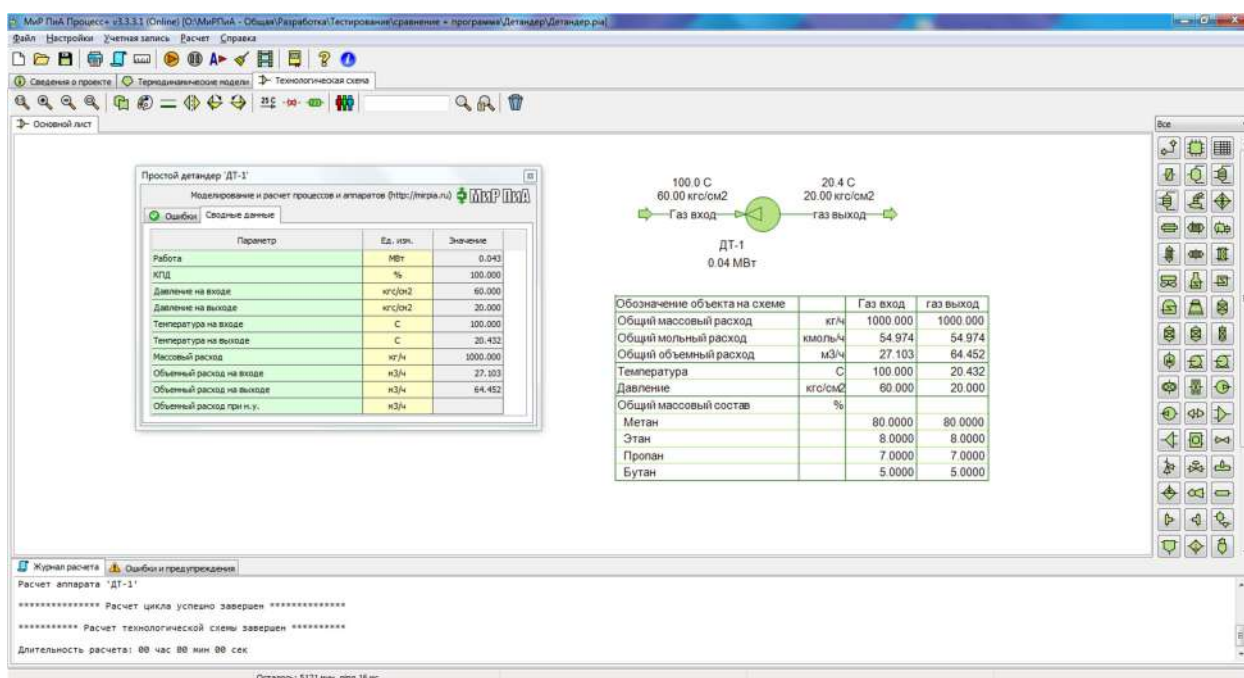


Рис. 2.5.1. Расчетная модель компрессора в программном продукте «МиР ПиА Процесс+».

Таблица 2.5.1. Параметры работы детандера.

Параметр	Ед. изм.	Газ вход
Состав	% масс.	Метан – 80 Этан – 8 Пропан – 7 Бутан – 5
Расход	кг/ч	1000

Таблица 2.5.2. Сравнение результатов моделирования детандера (КПД 100%, давление на входе 60 кгс/см², температура на входе 100 °С, давление на выходе 20 кгс/см²).

Параметр	Ед. изм.	МиР ПиА	HYSYS	Отклоне- ние	PRO/II	Отклоне- ние
Работа	МВт	0,043	0,043	0,0 %	0,043	0,0 %
Температура на выходе	°С	20,4	19,8	0,6 °С	19,5	0,9 °С

Таблица 2.5.3. Сравнение результатов моделирования детандера (КПД 100%, давление на входе 60 кгс/см², температура на входе 80 °С, давление на выходе 10 кгс/см²).

Параметр	Ед. изм.	МиР ПиА	HYSYS	Отклоне- ние	PRO/II	Отклоне- ние
Работа	МВт	0,061	0,061	0,0 %	0,061	0,0 %
Температура на выходе	°С	-39,2	-40,1	0,9 °С	-40,5	1,3 °С

Таблица 2.5.4. Сравнение результатов моделирования детандера (КПД 100%, давление на входе 100 кгс/см², температура на входе 50 °С, давление на выходе 40 кгс/см²).

Параметр	Ед. изм.	МиР ПиА	HYSYS	Отклоне- ние	PRO/II	Отклоне- ние
Работа	МВт	0,028	0,028	0,0 %	0,028	0,0 %
Температура на выходе	°С	-14,9	-15,3	0,4 °С	-15,7	0,8 °С

Таблица 2.5.5. Сравнение результатов моделирования детандера (КПД 75%, давление на входе 60 кгс/см², температура на входе 100 °С, давление на выходе 20 кгс/см²).

Параметр	Ед. изм.	МиР ПиА	HYSYS	Отклоне- ние	PRO/II	Отклоне- ние
Работа	МВт	0,033	0,032	3,0 %	0,033	0,0 %
Температура на выходе	°С	37,4	37,0	0,4 °С	36,7	0,7 °С

Таблица 2.5.6. Сравнение результатов моделирования детандера (КПД 75%, давление на входе 60 кгс/см², температура на входе 80 °С, давление на выходе 10 кгс/см²).

Параметр	Ед. изм.	МиР ПиА	HYSYS	Отклоне- ние	PRO/II	Отклоне- ние
Работа	МВт	0,046	0,046	0,0 %	0,046	0,0 %
Температура на выходе	°С	-13,5	-14,1	0,6 °С	-14,8	1,3 °С

Таблица 2.5.7. Сравнение результатов моделирования детандера (КПД 75%, давление на вход 100 кгс/см², температура на входе 50 °С, давление на выходе 40 кгс/см²).

Параметр	Ед. изм.	МиР ПиА	HYSYS	Отклоне- ние	PRO/II	Отклоне- ние
Работа	МВт	0,021	0,021	0,0 %	0,021	0,0 %
Температура на выходе	°С	-5,1	-5,5	0,4 °С	-5,9	0,8 °С

2.6. Простой насос

Данный раздел посвящен анализу точности моделирования простого насоса, проводящего расчет процесса перекачки жидкости.

Расчетные модели, реализованные в программном продукте «МиР ПиА Процесс+», приведены на рисунках 2.6.1 и 2.6.2. Файлы с моделями включены в состав дистрибутива программного продукта под именами «Простой насос X.ria», где X – название среды.

Для обеспечения корректности сравнения часть параметров работы насоса принята одинаковой как для программного продукта «МиР ПиА Процесс+», так и для его аналогов.

Во всех расчетах были использованы одинаковые химические составы жидкостей, их расходы, входные температуры и давления, представленные в таблицах 2.6.1 и 2.6.3.

Результаты анализа точности моделирования представлены в таблицах 2.6.2 и 2.6.4.

а) Вода

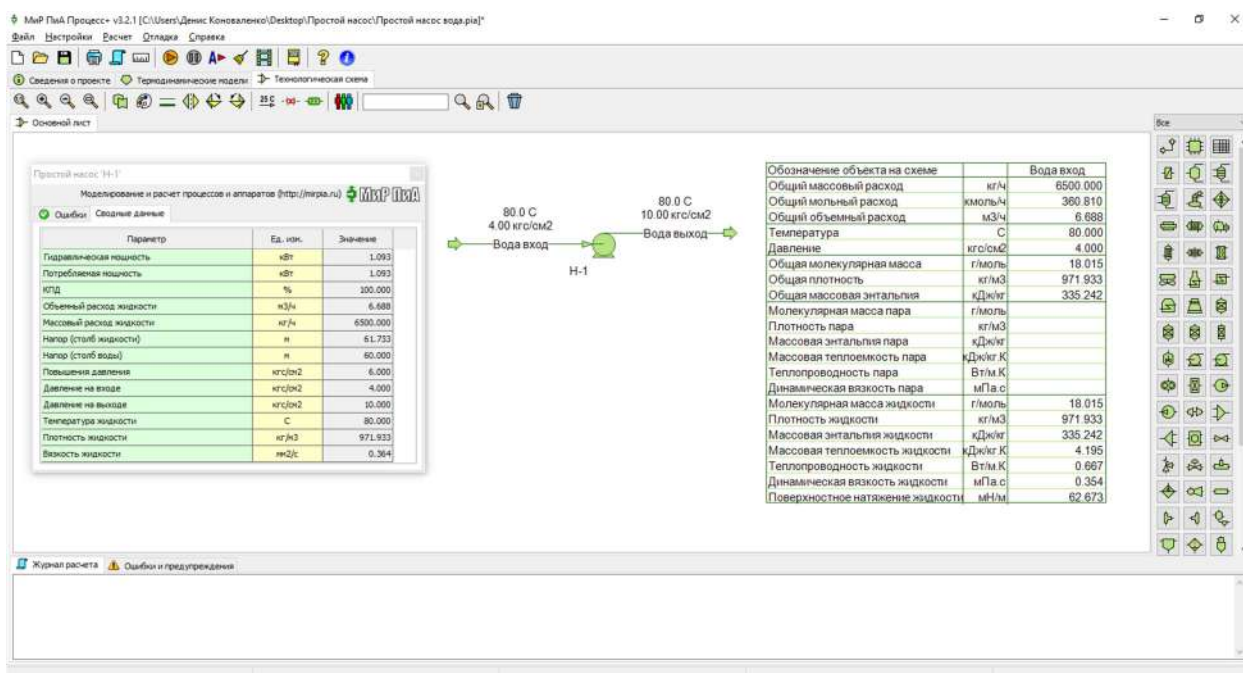


Рис. 2.6.1. Расчетная модель простого насоса (вода), реализованная в программном продукте «МиР ПиА Процесс+».

Таблица 2.6.1. Параметры входного потока для простого насоса.

Параметр	Ед. изм.	Вода вход	Вода выход
Среда	–	Вода	
Расход	кг/ч	6500	
Давление	кгс/см²	4	10

Таблица 2.6.2. Сравнение результатов моделирования простого насоса на воде.

Параметр	Ед. изм.	МиР ПиА	HYSYS	Отклоне- ние	PRO/II	Отклоне- ние
Гидравлическая мощность	кВт	1,093	1,093	0	1,093	0
Напор	м	61,73	61,73	0	61,77	-0,04

б) Углеводороды

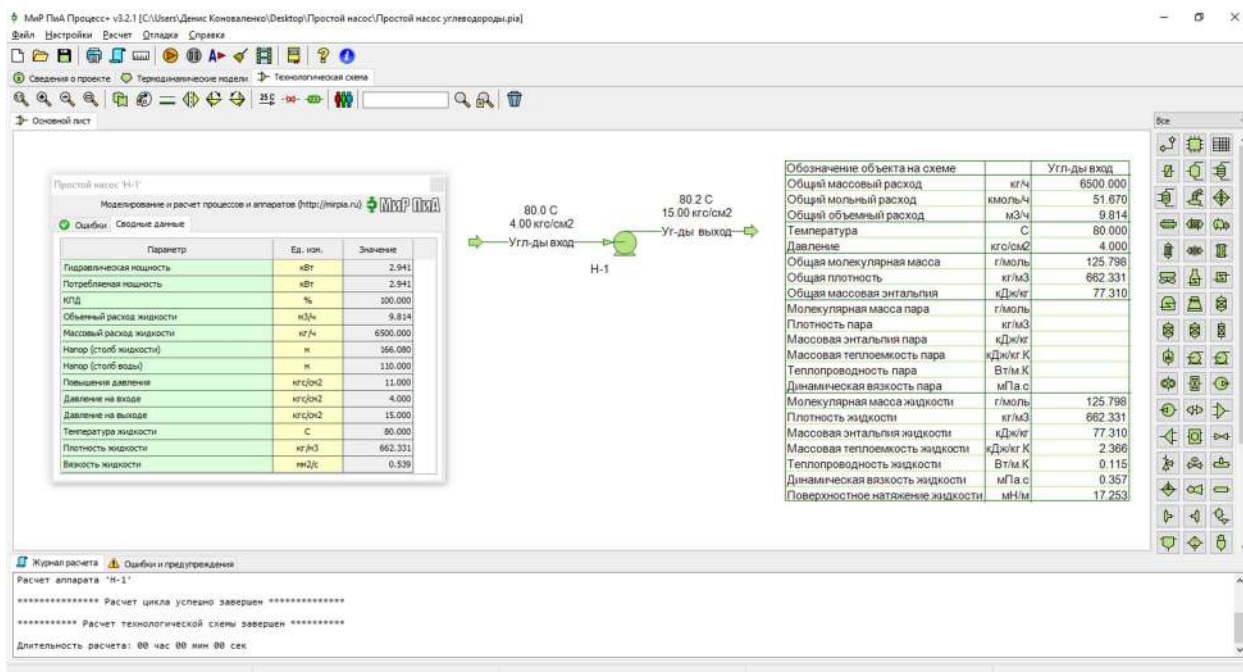


Рис. 2.6.2. Расчетная модель простого насоса (углеводородная жидкость), реализованная в программном продукте «МиР ПиА Процесс+».

Таблица 2.6.3. Параметры входного потока для простого насоса.

Параметр	Ед. изм.	Углеводороды вход	Углеводороды выход
Среда	–	Углеводородная жидкость	
Расход	кг/ч	6500	
Давление	кгс/см ²	4	15

Таблица 2.6.4. Сравнение результатов моделирования простого насоса на углеводородной жидкости.

Параметр	Ед. изм.	МиР ПиА	HYSYS	Отклоне-ние	PRO/II	Отклоне-ние
Гидравлическая мощность	кВт	2,941	2,941	0	2,989	-0,048
Напор	м	166,08	164,6	1,48	163,79	2,29

2.7. Трубопроводы

В данном разделе рассматриваются вопросы точности моделирования трубопроводов. Так как в состав погрешности расчетов трубопроводов входят, в том числе, погрешности прогнозирования теплофизических свойств материальных потоков, то часть расчетов была выполнена для воды и водяного пара с использованием модели состояния и свойств IAPWS-IF97 (так как точность ее расчетов достаточно высокая).

2.7.1. Прямые трубы круглого сечения

Так как наиболее распространенным элементом конструкции трубопровода является прямая труба круглого сечения, то анализ точности моделирования начат именно с нее. В данном разделе рассматривается исключительно вопрос и гидравлическом расчете без учета теплообмена с окружающей средой.

а) Вода

Данный вариант гидравлического расчета трубы рассмотрен в литературе [6]. Соответствующая расчетная модель, реализованная в программном продукте «МиР ПиА Процесс+», приведена на рисунке 2.7.1. Данный файл включен в состав дистрибутива программного продукта под именем «Трубопровод_вода 43_31,4_0.ria»/

Параметры среды, движущейся по трубопроводу, представлены в таблице 2.7.1, а параметры трубы – в таблице 2.7.2. Результаты анализа точности моделирования представлены в таблице 2.7.3.

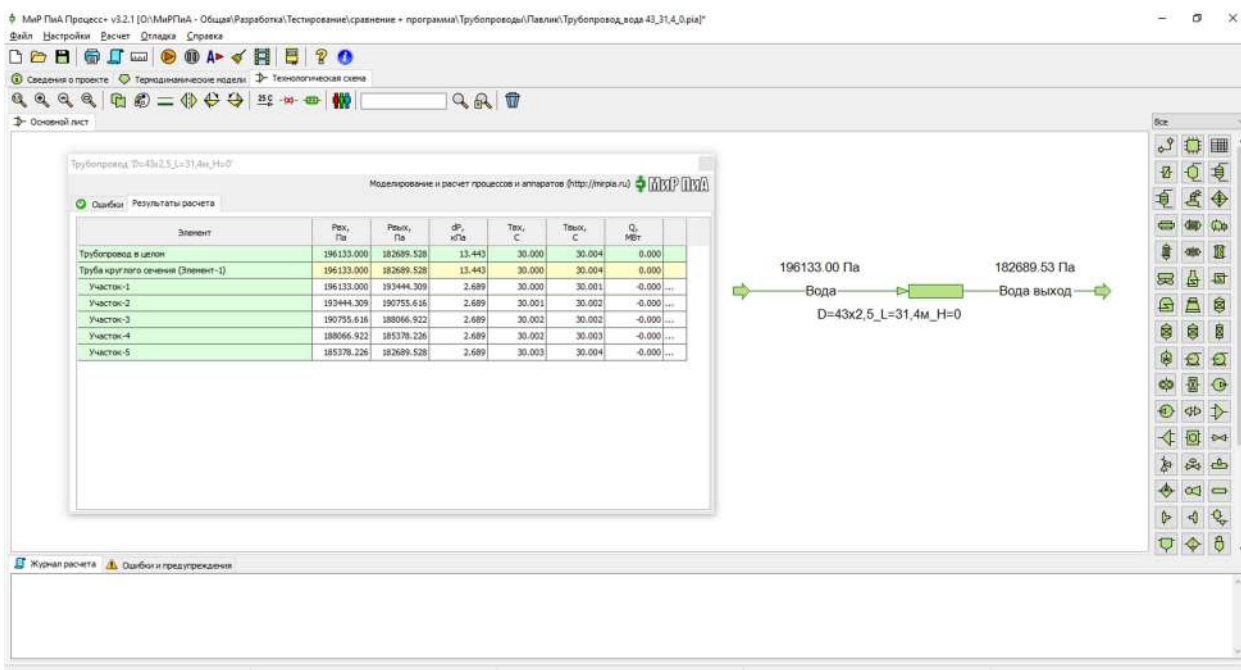


Рис. 2.7.1. Расчетная модель трубопровода (вода), созданная в программном продукте «МиР ПиА Процесс+».

Таблица 2.7.1. Параметры среды в трубопроводе.

Параметр	Ед. изм.	Вход
Среда	–	Жидкая вода
Расход	кг/ч	4065
Температура	°С	30,0
Давление	кгс/см ²	2

Таблица 2.7.2. Параметры трубопровода.

Параметр	Ед. изм.	Значение
Диаметр	мм	43x2,5
Длина	м	31,4
Перепад высот	м	0

Таблица 2.7.3. Сравнение результатов моделирования трубопровода с литературными данными [6].

Параметр	Ед. изм.	Пример	МиР ПиА	Отклонение, %
Скорость	м/с	1	1	0,0
Число Рейнольдса	-	47500	47457,8	-0,1
Перепад давления	Па	13100	13443	-2,5

б) Водород

Данный вариант гидравлического расчета трубы рассмотрен в литературе [6]. Соответствующая расчетная модель, реализованная в программном продукте «МиР ПиА Процесс+», приведена на рисунке 2.7.2. Данный файл включен в состав дистрибутива программного продукта под именем «Трубопровод_водород 200_1000_0.ria».

Параметры среды, движущейся по трубопроводу, представлены в таблице 2.7.4, а параметры трубы – в таблице 2.7.5. Результаты анализа точности моделирования представлены в таблице 2.7.6.

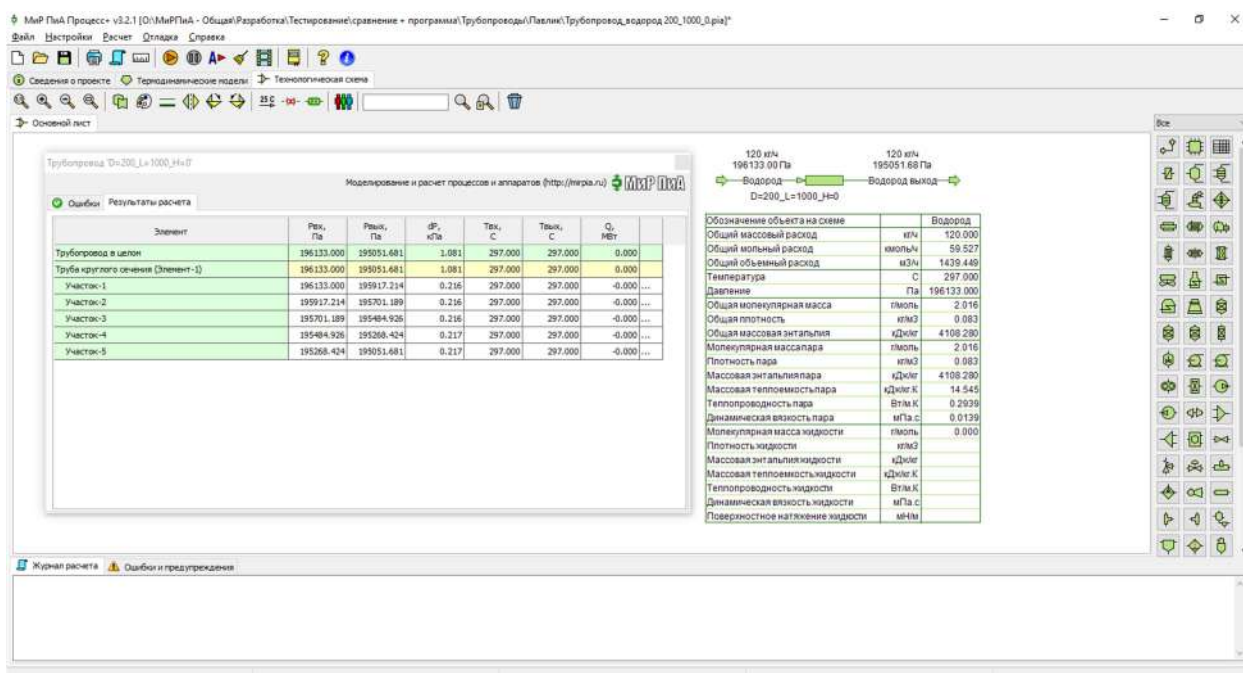


Рис. 2.7.2. Расчетная модель трубопровода (водород), созданная в программном продукте «МиР ПиА Процесс+».

Таблица 2.7.4. Параметры среды в трубопроводе.

Параметр	Ед. изм.	Вход
Среда	-	Водород
Расход	кг/ч	120
Температура	°С	297,0
Давление	кгс/см ²	2

Таблица 2.7.5. Параметры трубопровода.

Параметр	Ед. изм.	Значение
Диаметр	мм	200
Длина	м	1000
Перепад высот	м	0

Таблица 2.7.6. Сравнение результатов моделирования трубопровода с литературными данными [6].

Параметр	Ед. изм.	Пример	МиР ПиА	Отклонение, %
Перепад давления	Па	1080	1081	0,1

в) Вода

Расчетная модель, реализованная в программном продукте «МиР ПиА Процесс+», приведена на рисунке 2.7.3. Данный файл включен в состав дистрибутива программного продукта под именем «Трубопровод_вода 150_1000_20.pia».

Параметры среды, движущейся по трубопроводу, представлены в таблице 2.7.7, а параметры трубы – в таблице 2.7.8. Результаты анализа точности моделирования представлены в таблице 2.7.9.

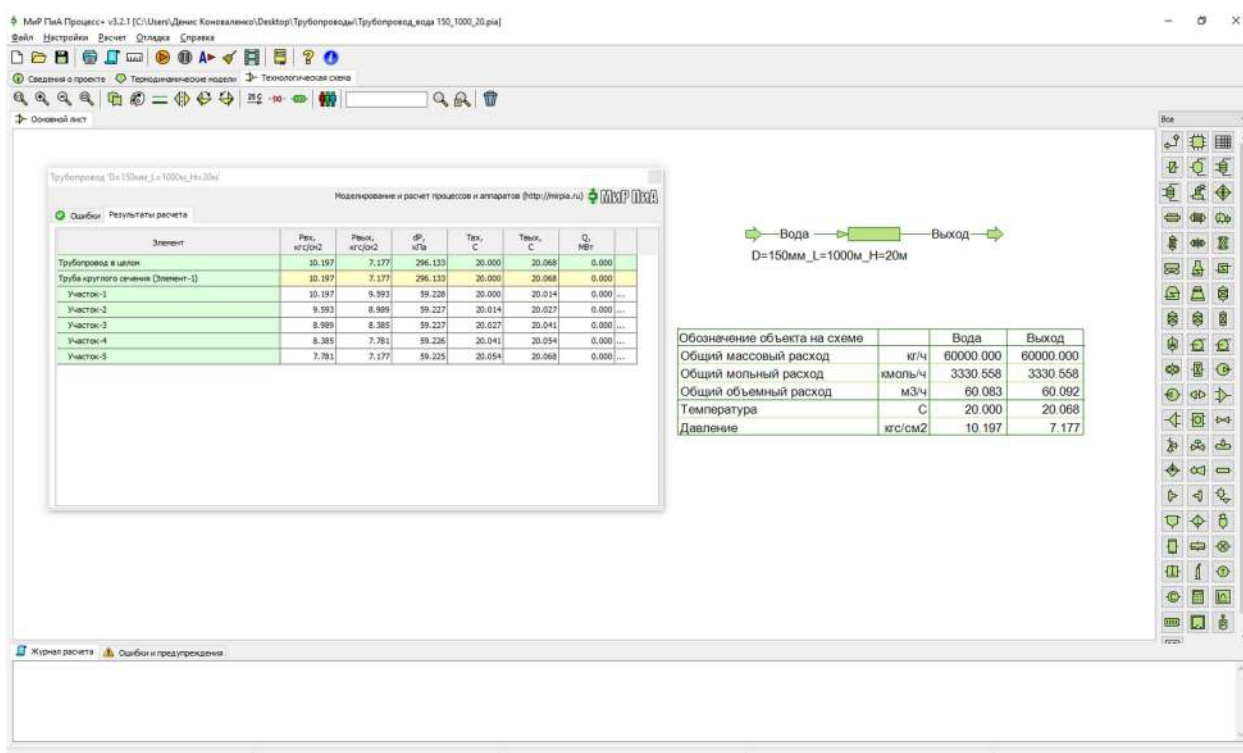


Рис. 2.7.3. Расчетная модель трубопровода (вода), созданная в программном продукте «МиР ПиА Процесс+».

Таблица 2.7.7. Параметры среды в трубопроводе.

Параметр	Ед. изм.	Вход
Среда	–	Вода
Расход	кг/ч	60000
Температура	°С	20,0
Давление	кгс/см²	10,197

Таблица 2.7.8. Параметры трубопровода.

Параметр	Ед. изм.	Значение
Диаметр	мм	150
Длина	м	1000
Перепад высот	м	20

Таблица 2.7.9. Сравнение результатов моделирования трубопровода.

Параметр	Ед. изм.	МиР ПиА	HYSYS	Отклоне-ние	PRO/II	Отклоне-ние
Температура на выходе	°С	20,068	–	–	20,02	0,048 °С
Давление на выходе	кгс/см ²	7,177	–	–	7,179	-0,01 %

г) Гептан жидкий

Расчетная модель, реализованная в программном продукте «МиР ПиА Процесс+», приведена на рисунке 2.7.4. Данный файл включен в состав дистрибутива программного продукта под именем «Трубопровод_гептан жидкий 150_1000_-20.pia».

Параметры среды, движущейся по трубопроводу, представлены в таблице 2.7.10, а параметры трубы – в таблице 2.7.11. Результаты анализа точности моделирования представлены в таблице 2.7.12.

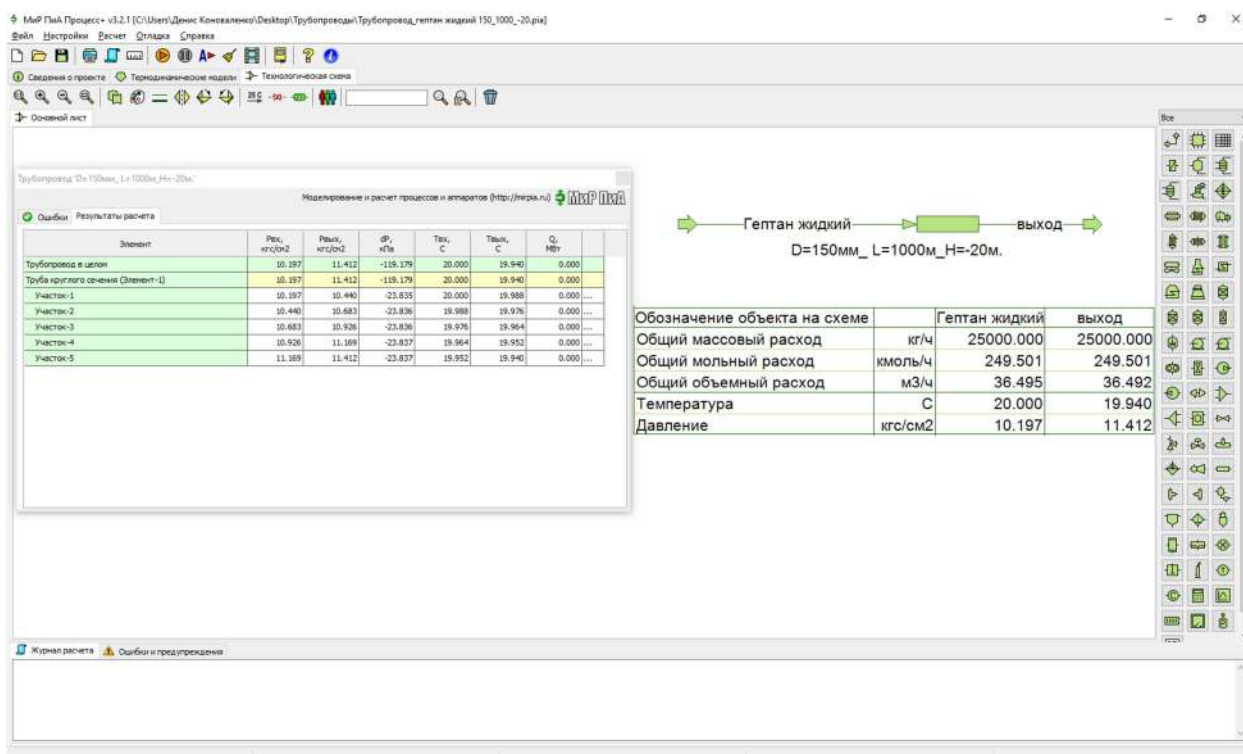


Рис. 2.7.4. Расчетная модель трубопровода (гептан жидкий), созданная в программном продукте «МиР ПиА Процесс+».

Таблица 2.7.10. Параметры среды в трубопроводе.

Параметр	Ед. изм.	Вход
Среда	–	Гептан
Расход	кг/ч	25000
Температура	°С	20,0
Давление	кгс/см ²	10,197

Таблица 2.7.11. Параметры трубопровода.

Параметр	Ед. изм.	Значение
Диаметр	мм	150
Длина	м	1000
Перепад высот	м	-20

Таблица 2.7.12. Сравнение результатов моделирования трубопровода.

Параметр	Ед. изм.	МиР ПиА	HYSYS	Отклоне- ние	PRO/II	Отклоне- ние
Температура на выходе	°С	19,94	–	–	20,033	0,093 °С
Давление на выходе	кгс/см ²	11,412	–	–	11,417	0,02 %

д) Гептан газообразный

Расчетная модель, реализованная в программном продукте «МиР ПиА Процесс+», приведена на рисунке 2.7.5. Данный файл включен в состав дистрибутива программного продукта под именем «Трубопровод_гептан газ 200_1000000_-1000.pia».

Параметры среды, движущейся по трубопроводу, представлены в таблице 2.7.10, а параметры трубы – в таблице 2.7.11. Результаты анализа точности моделирования представлены в таблице 2.7.12.

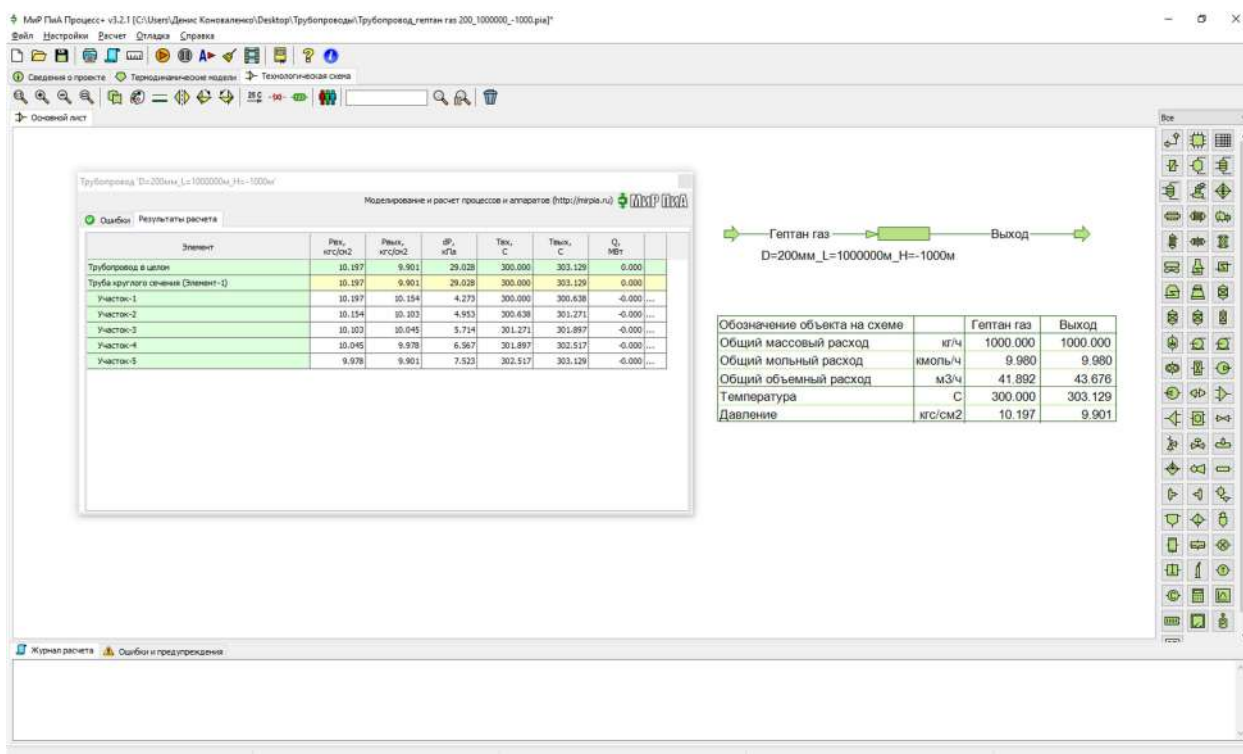


Рис. 2.7.5. Расчетная модель трубопровода (гептан газообразный), созданная в программном продукте «МиР ПиА Процесс+».

Таблица 2.7.13. Параметры среды в трубопроводе.

Параметр	Ед. изм.	Вход
Среда	–	Гептан
Расход	кг/ч	1000
Температура	°С	300,0
Давление	кгс/см ²	10,197

Таблица 2.7.14. Параметры трубопровода.

Параметр	Ед. изм.	Значение
Диаметр	мм	200
Длина	м	1000000
Перепад высот	м	-1000

Таблица 2.7.15. Сравнение результатов моделирования трубопровода.

Параметр	Ед. изм.	МиР ПиА	HYSYS	Отклоне- ние	PRO/II	Отклоне- ние
Температура на выходе	°С	303,129	–	–	303,209	-0,08 °С
Давление на выходе	кгс/см ²	9,901	–	–	9,897	0,02 %

е) Эмульсия

Расчетная модель, реализованная в программном продукте «МиР ПиА Процесс+», приведена на рисунке 2.7.6. Данный файл включен в состав дистрибутива программного продукта под именем «Трубопровод_эмульсия 200_10000_30.pia».

Параметры среды, движущейся по трубопроводу, представлены в таблице 2.7.10, а параметры трубы – в таблице 2.7.11. Результаты анализа точности моделирования представлены в таблице 2.7.12.

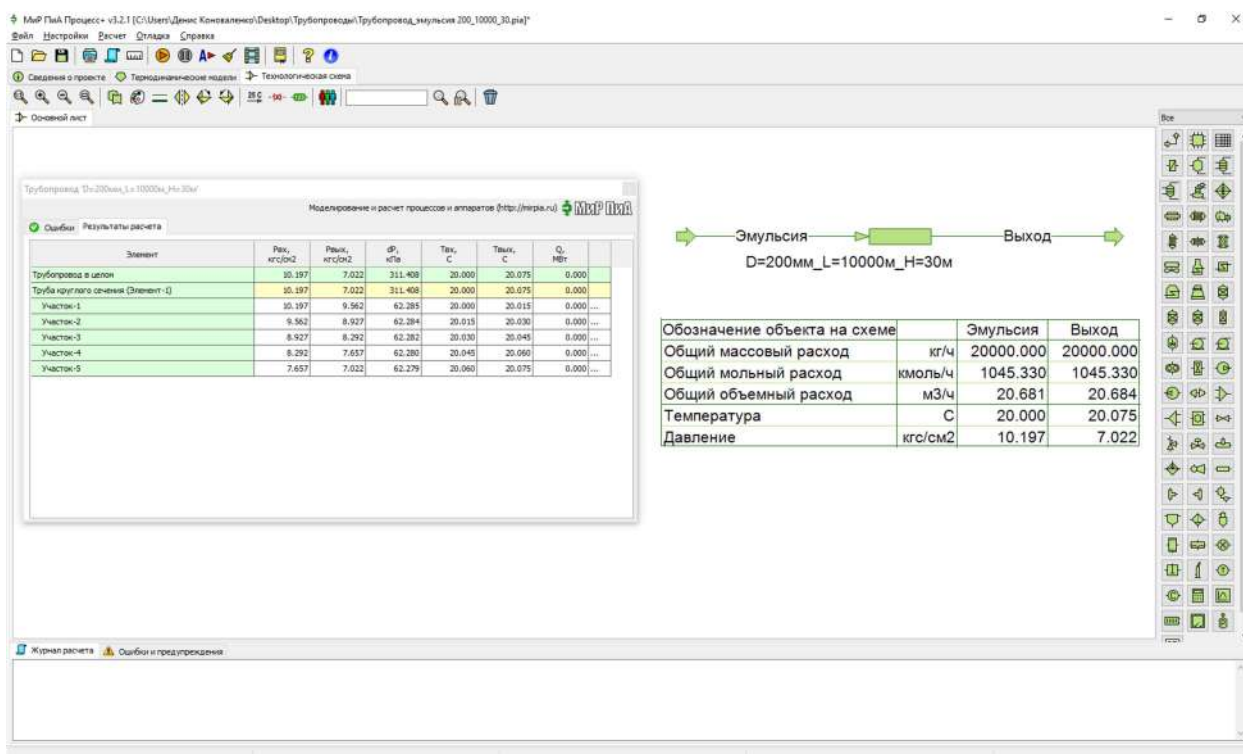


Рис. 2.7.6. Расчетная модель трубопровода (эмульсия), созданная в программном продукте «МиР ПиА Процесс+».

Таблица 2.7.16. Параметры среды в трубопроводе.

Параметр	Ед. изм.	Вход
Среда	–	Состав, % об.жидк. Вода - 90 Гептан - 10
Расход	кг/ч	20000
Температура	°С	20,0
Давление	кгс/см ²	10,197

Таблица 2.7.17. Параметры трубопровода

Параметр	Ед. изм.	Значение
Диаметр	мм	200
Длина	м	10000
Перепад высот	м	30

Таблица 2.6.18. Сравнение результатов моделирования трубопровода.

Параметр	Ед. изм.	МиР ПиА	HYSYS	Отклоне- ние	PRO/II	Отклоне- ние
Температура на выходе	°С	20,075	–	–	20,0	0,075 °С
Давление на выходе	кгс/см ²	7,022	–	–	7,025	-0,02 %

ж) Пропан – Декан (газожидкостная смесь)

Расчетная модель, реализованная в программном продукте «МиР ПиА Процесс+», приведена на рисунке 2.7.7. Данный файл включен в состав дистрибутива программного продукта под именем «Трубопровод_пропан_декан 500_20_-10.pia».

Параметры среды, движущейся по трубопроводу, представлены в таблице 2.7.19, а параметры трубы – в таблице 2.7.20. Результаты анализа точности моделирования представлены в таблице 2.7.21.

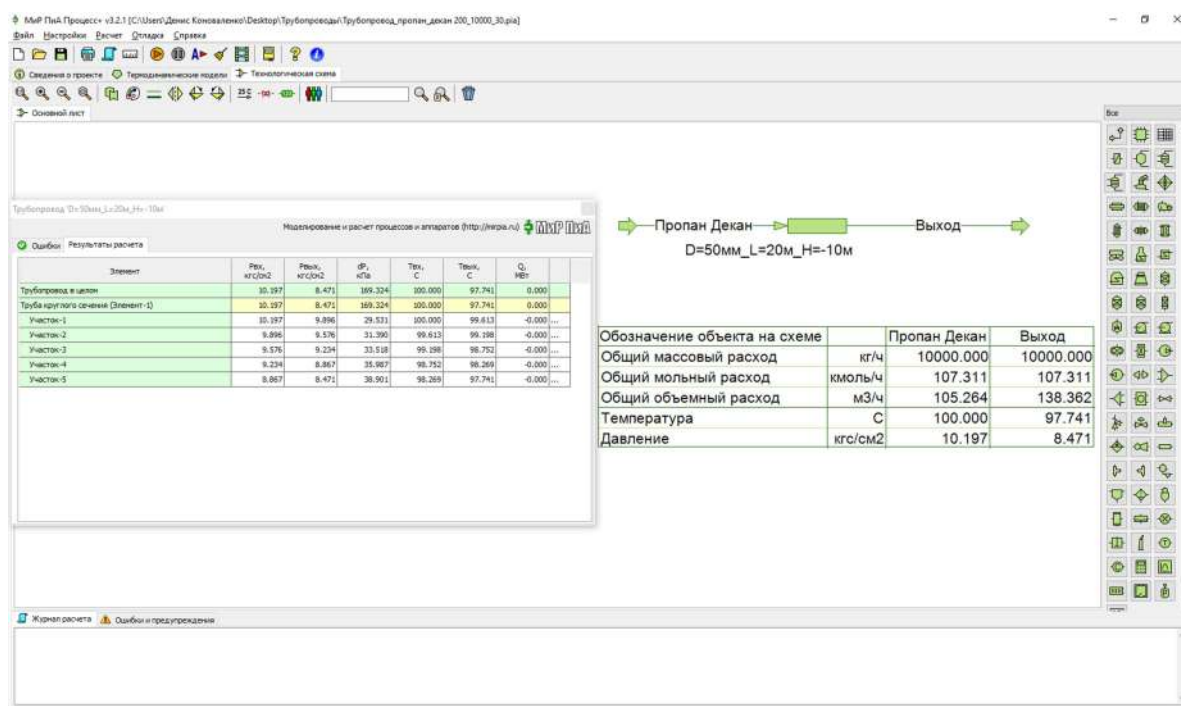


Рис. 2.7.7. Расчетная модель трубопровода (пропан – декан), созданная в программном продукте «МиР ПиА Процесс+».

Таблица 2.7.19. Параметры среды в трубопроводе.

Параметр	Ед. изм.	Вход
Среда	–	Состав, %моль Пропан - 50 Декан - 50
Расход	кг/ч	10000
Температура	°С	100,0
Давление	кгс/см ²	10,197

Таблица 2.7.20. Параметры трубопровода

Параметр	Ед. изм.	Значение
Диаметр	мм	50
Длина	м	20
Перепад высот	м	-10

Таблица 2.7.21. Сравнение результатов моделирования трубопровода.

Параметр	Ед. изм.	МиР ПиА	HYSYS	Отклоне- ние	PRO/II	Отклоне- ние
Температура на выходе	°С	97,741	–	–	97,685	0,056 °С
Давление на выходе	кгс/см ²	8,471	–	–	8,622	-1,8 %

2.8. Химические реакторы

2.8.1. Равновесный реактор

Расчетная модель, реализованная в программном продукте «МиР ПиА Процесс+», приведена на рисунке 2.8.1. Данный файл включен в состав дистрибутива программного продукта под именем «Равновесный_реактор_1.ria».

Химический состав сырья, % мол.: Бензол – 50, Пропилен – 50. Температура реакции 700 К, давление – 1.86 кгс/см².

Результаты анализа точности моделирования представлены в таблице 2.8.1.

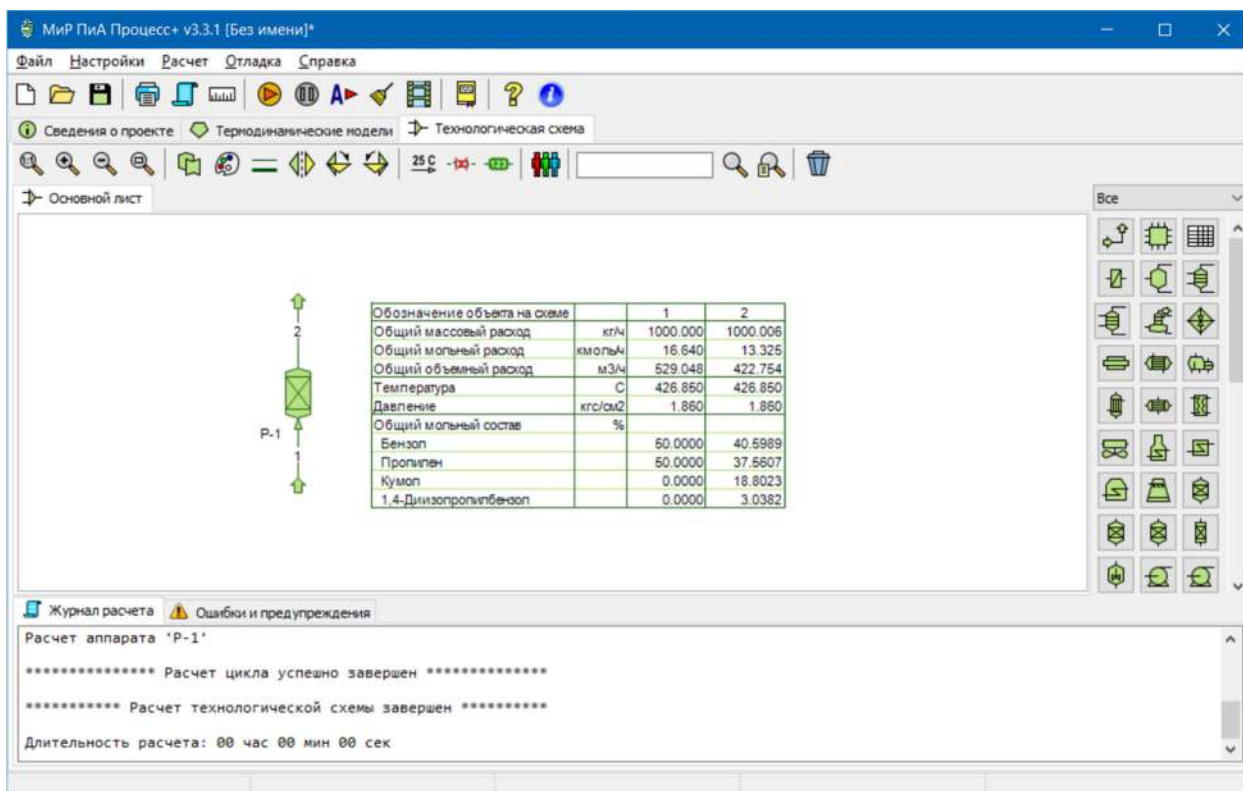


Рис. 2.8.1. Расчетная модель равновесного ректора, созданная в программном продукте «МиР ПиА Процесс+».

Таблица 2.8.1. Сравнение состава продуктов реакции, полученных с помощью различных программных продуктов.

Состав	Ед.изм.	МиР ПиА	HYSYS	Откло- нение, %	PRO/II	Откло- нение, %
Бензол	% мол.	40,599	–	–	40,599	0,000
Пропилен		37,561	–	–	37,560	0,001
Кумол		18,802	–	–	18,803	-0,001
1,4-Диизопропилбензол		3,038	–	–	3,038	0,000

2.9. Аппараты огневого нагрева

2.9.1. Расчет процесса горения

Данный раздел может представлять интерес при моделировании процессов сжигания топлива в различном оборудовании (трубчатых печах, факельных системах и т.д.) Здесь представлены результаты сравнительного анализа по точности расчета различных теплофизических параметров, связанных с горением топлив.

а) Газообразное топливо 1

Состав газообразного топлива (% об.), который использован в данном пункте сравнительного анализа, взят из литературы [7]:

H₂ – 2,8
CH₄ – 33,2
C₂H₆ – 47,6
C₃H₈ – 7,3
C₄H₁₀ – 8,0
N₂ – 1,1.

Коэффициент избытка воздуха принят равным 1,15.

Модель процесса, созданная в программном продукте «МиР ПиА Процесс+», представлена на рисунке 2.9.1. Данная модель включена в состав дистрибутива и сохранена в файле «Горение_газа_1.pia».

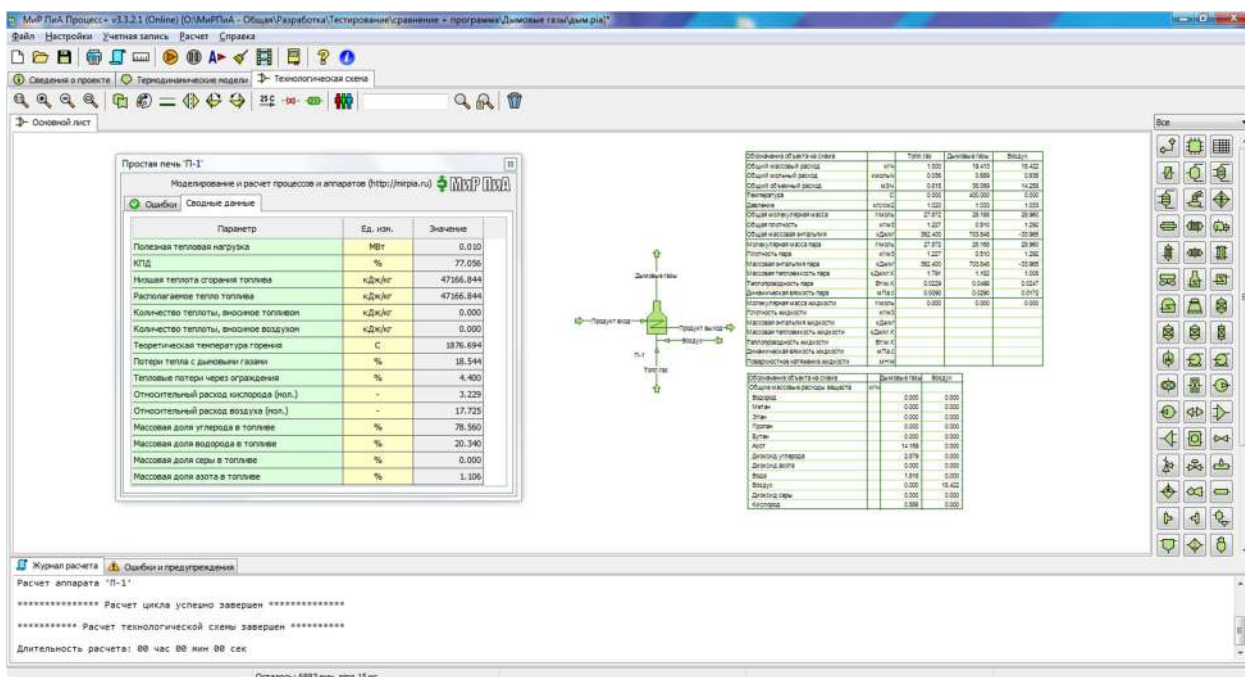


Рис.2.9.1. Модель для сравнительного анализа процесса горения газового топлива 1 в программном продукте "МиР ПиА Процесс+".

Результаты анализа точности моделирования процессов горения представлены в таблицах 2.9.1 и 2.9.2. Из рассмотрения данных, представленных в таблицах, можно сделать вывод о хорошей точности моделирования процесса горения газового топлива.

Таблица 2.9.1. Сравнение результатов моделирования различных теплофизических параметров процесса горения топливного газа 1.

Параметр	Ед. изм.	Пример [7]	МиР ПиА	Отклонение, %
Низшая теплота сгорания топлива	кДж/кг	47371	47167	-0,4
Фактический расход воздуха	кг/кг	18,43	18,42	-0,1
Общее количество продуктов сгорания	кг/кг	19,43	19,41	-0,1
Плотность топливного газа	кг/м ³	1,24	1,227	-1,0
Плотность дымовых газов при нормальных условиях	кг/м ³	1,26	1,233	-2,1

Таблица 2.9.2. Сравнение массового состава дымовых газов, полученного при моделировании процесса горения топливного газа 1.

Вещество	Ед. изм.	Пример [7]	МиР ПиА	Отклонение, %
Диоксид углерода, CO ₂	кг/кг	2,887	2,879	-0,3
Вода, H ₂ O		1,82	1,818	-0,2
Кислород, O ₂		0,558	0,556	-0,4
Азот, N ₂		14,17	14,16	-0,1

б) Газообразное топливо 2

Состав газообразного топлива (% об.), который использован в данном пункте сравнительного анализа, взят из литературы [7]:

H₂ – 41
CH₄ – 59

Коэффициент избытка воздуха принят равным 1,3.

Модель процесса, созданная в программном продукте «МиР ПиА Процесс+», представлена на рисунке 2.9.2. Данная модель включена в состав дистрибутива и сохранена в файле «Горение_газа_2.pia».

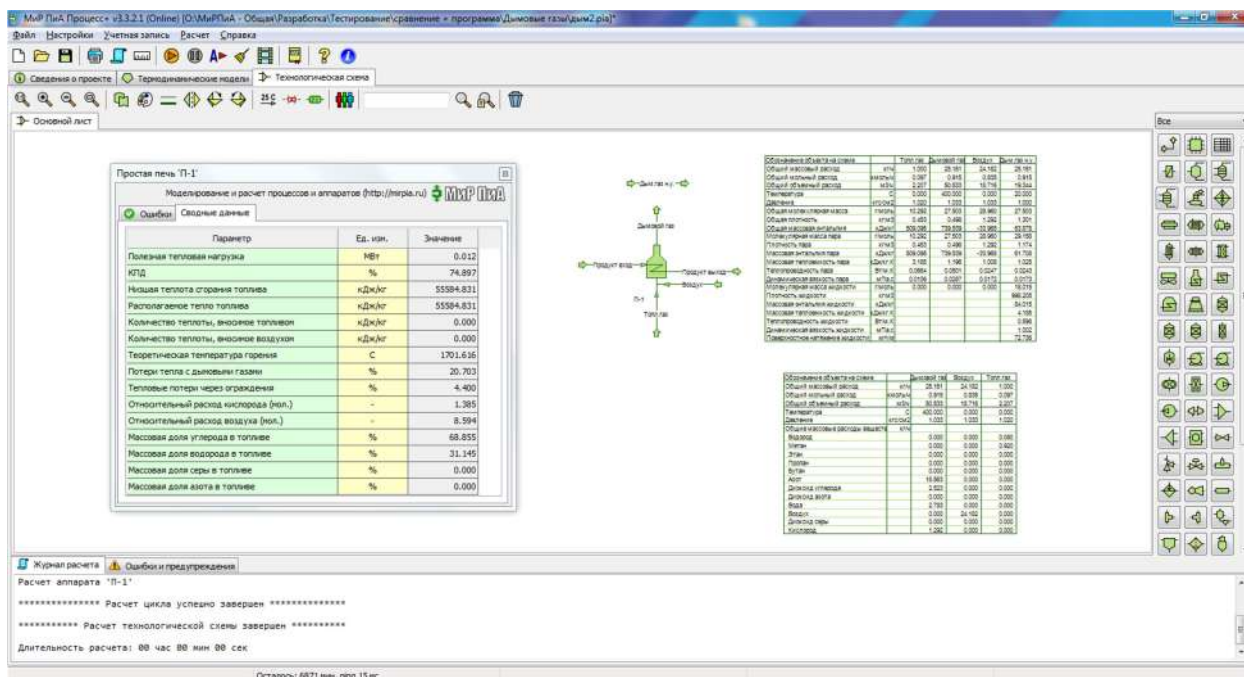


Рис.2.9.2. Модель для сравнительного анализа процесса горения газового топлива 2 в программном продукте "МиР ПиА Процесс+".

Результаты анализа точности моделирования процессов горения представлены в таблицах 2.9.3 и 2.9.4. Из рассмотрения данных, представленных в таблицах, можно сделать вывод о хорошей точности моделирования процесса горения газового топлива.

Таблица 2.9.3. Сравнение результатов моделирования различных теплофизических параметров процесса горения топливного газа 2.

Параметр	Ед. изм.	Пример [7]	МиР ПиА	Отклонение, %
Низшая теплота сгорания топлива	кДж/кг	55838	55585	-0,4
Фактический расход воздуха	кг/кг	24,22	24,18	-0,2
Общее количество продуктов сгорания	кг/кг	25,19	25,16	-0,1
Плотность топливного газа	кг/м ³	0,458	0,453	-0,1
Плотность дымовых газов при нормальных условиях	кг/м ³	1,23	1,3	5,6

Таблица 2.9.4. Сравнение массового состава дымовых газов, полученного при моделировании процесса горения топливного газа 2.

Вещество	Ед. изм.	Пример [7]	МиР ПиА	Отклонение, %
Диоксид углерода, CO ₂	кг/кг	2,53	2,52	-0,4
Вода, H ₂ O		2,76	2,78	0,7
Кислород, O ₂		1,297	1,292	-0,4
Азот, N ₂		18,6	18,6	0

3. Точность моделирования технологических процессов

Данный раздел посвящен анализу точности моделирования отдельных технологических процессов.

Особенностью проводимого анализа является то, что моделирование всех технологических процессов проводится только с использованием абстрактных моделей оборудования (без задания конкретных типов и конструкций аппаратов). Этот вариант выбран для того, чтобы провести сравнение моделей технологических процессов как таковых, без влияния на них погрешностей расчета конкретных марок аппаратов.

Соответствующий анализ точности оборудования представлен в разделе 2.

Сравнение результатов моделирования, полученных в программном продукте «МиР ПиА Процесс+», проводилось с соответствующими результатами, полученными с помощью аналогов. При этом часть параметров, характеризующих сырье и технологический режим, задана для всех программных продуктов одинаковыми. Часть параметров, представляющих собой результаты расчетов, выбрана в качестве сравниваемых величин. Конкретный набор заданных и сравниваемых параметров в каждом конкретном случае определяется отдельно.

При сравнении температур в качестве погрешности принята разность температур, полученных с помощью различных программных продуктов. При сравнении компонентных составов в качестве погрешности принята разность долей веществ, полученных с помощью различных программных продуктов. Для всех остальных параметров было использовано относительное отклонение, причем за истинное значение принято среднее значение между полученным с помощью «МиР ПиА Процесс» и полученным с помощью аналога.

3.1. Процессы газофракционирования

3.1.1. Дезтанизация

Данный раздел может представлять интерес при моделировании установок комплексной подготовки газа, а также газофракционирующих установок. Здесь представлены результаты моделирования процесса дезтанизации, сырьем которого является нестабильный газовый конденсат. Моделирование проводилось с помощью уравнения состояния Пенга-Робинсона.

Модель процесса, созданная в программном продукте «МиР ПиА Процесс+», представлена на рисунке 3.1.1. Данная модель включена в состав дистрибутива и сохранена в файле «Дезтанизация.ria».

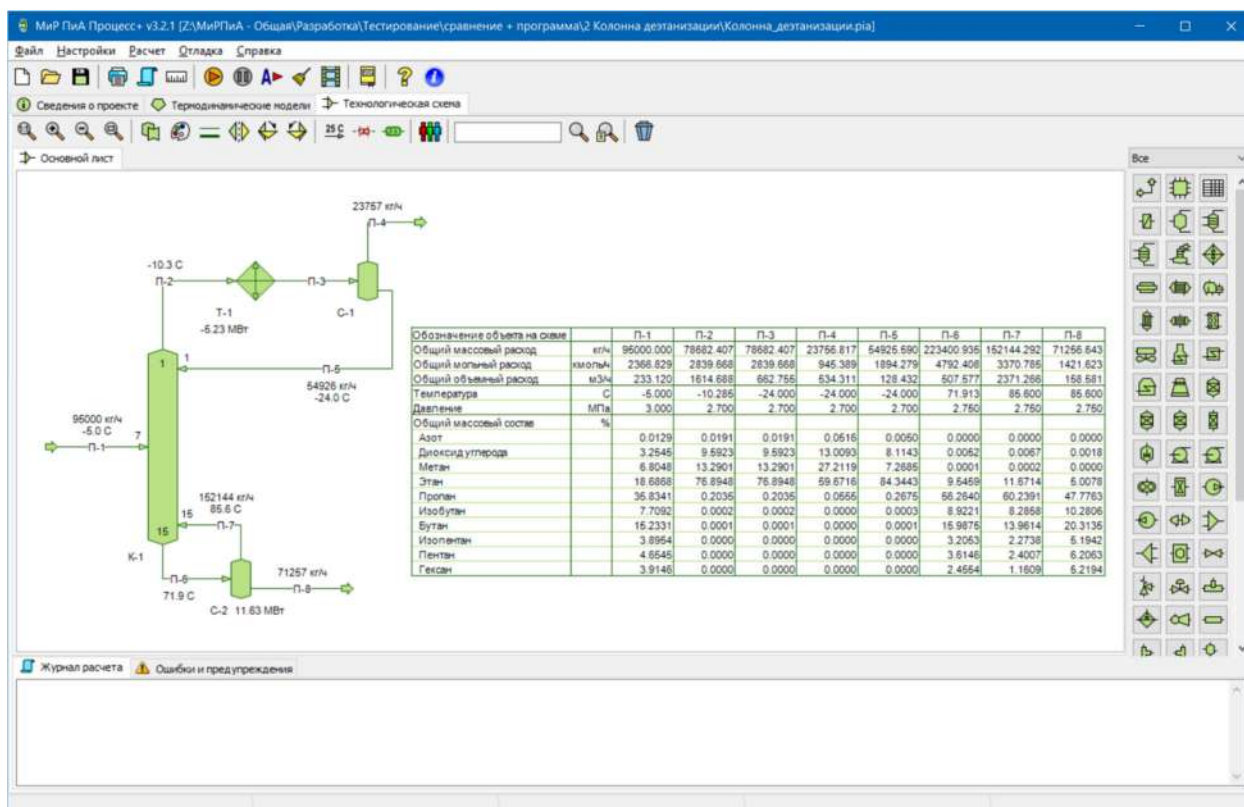


Рис. 3.1.1. Расчетная модель процесса дезтанизации в программном продукте «МиР ПиА Процесс+».

Для обеспечения корректности сравнения часть параметров работы установки принята одинаковой как для программного продукта «МиР ПиА Процесс+», так и для его аналогов.

Во всех расчетах был использован одинаковый химический состав сырья, поступающего на установку, представленный в таблице 3.1.1.

Таблица 3.1.1. Химический состав сырья колонны дезтанизации.

Вещество	% масс.	Вещество	% масс.
Азот	0,0129	Изобутан	7,7092
Диоксид углерода	3,2545	Бутан	15,2331
Метан	6,8048	Изопентан	3,8954
Этан	18,6868	Пентан	4,6545
Пропан	35,8341	Гексан	3,9146

Кроме того, были зафиксированы следующие параметры режима работы установки дезтанизации:

расход сырья 95000 кг/ч

температура сырья	-5,0 °С
давление сырья	3,0 МПа
число теоретических тарелок в колонне	15
номер тарелки ввода сырья	7
давление верха колонны	2,70 МПа
давление низа колонны	2,75 МПа
давление в рефлюксной емкости	2,70 МПа
температура на выходе из конденсатора	-24,0 °С
тепловая нагрузка рибойлера	10,0 Гкал/ч.

Результаты моделирования, полученные с помощью программного продукта «МиР ПиА Процесс+» и его аналогов, представлены в таблице 3.1.2. Из рассмотрения данных таблицы 3.1.2 видно очень хорошее согласование между результатами моделирования с использованием всех трех программных продуктов.

Таблица 3.1.2. Сравнение результатов моделирования процесса деэтанзации, полученных с помощью различных программных продуктов.

Параметр	Ед. изм.	МиР ПиА	HYSYS	Откло- нение	PRO/II	Откло- нение
Температура верха колонны К-1	°С	-10,3	-10,4	-0,1 °С	-10,4	-0,1 °С
Температура низа колонны К-1	°С	71,9	72,0	-0,1 °С	72,7	-0,8 °С
Температура на выходе из рибойлера С-2	°С	85,6	85,7	-0,1 °С	86,0	-0,4 °С
Тепловая нагрузка теплообменника Т-1	МВт	5,23	5,20	0,6 %	5,23	0,0 %
Расход орошения колонны К-1	кг/ч	54926	54630	0,5 %	55170	-0,4 %
Расход этановой фракции из С-1	кг/ч	23757	23810	-0,2 %	23753	0,0 %
Расход остатка деэтанзации	кг/ч	71257	71230	0,0 %	71423	-0,2 %
Расход горячей струи в куб колонны	кг/ч	152144	152100	0,0 %	153936	-1,2 %
Содержание этана в этановой фракции	% масс.	59,672	59,742	-0,07 %	59,670	0,00 %
Содержание этана в остатке	% масс.	5,008	4,980	0,03 %	4,822	0,19 %

3.1.2. Депропанизация

Данный раздел может представлять интерес при моделировании установок комплексной подготовки газа, а также газофракционирующих установок. Здесь представлены результаты моделирования процесса депропанизации, сырьем которого является остаток деэтанизации. Моделирование проводилось с помощью уравнения состояния Пенга-Робинсона.

Модель процесса, созданная в программном продукте «МиР ПиА Процесс+», представлена на рисунке 3.1.2. Данная модель включена в состав дистрибутива и сохранена в файле «Депропанизация.ria».

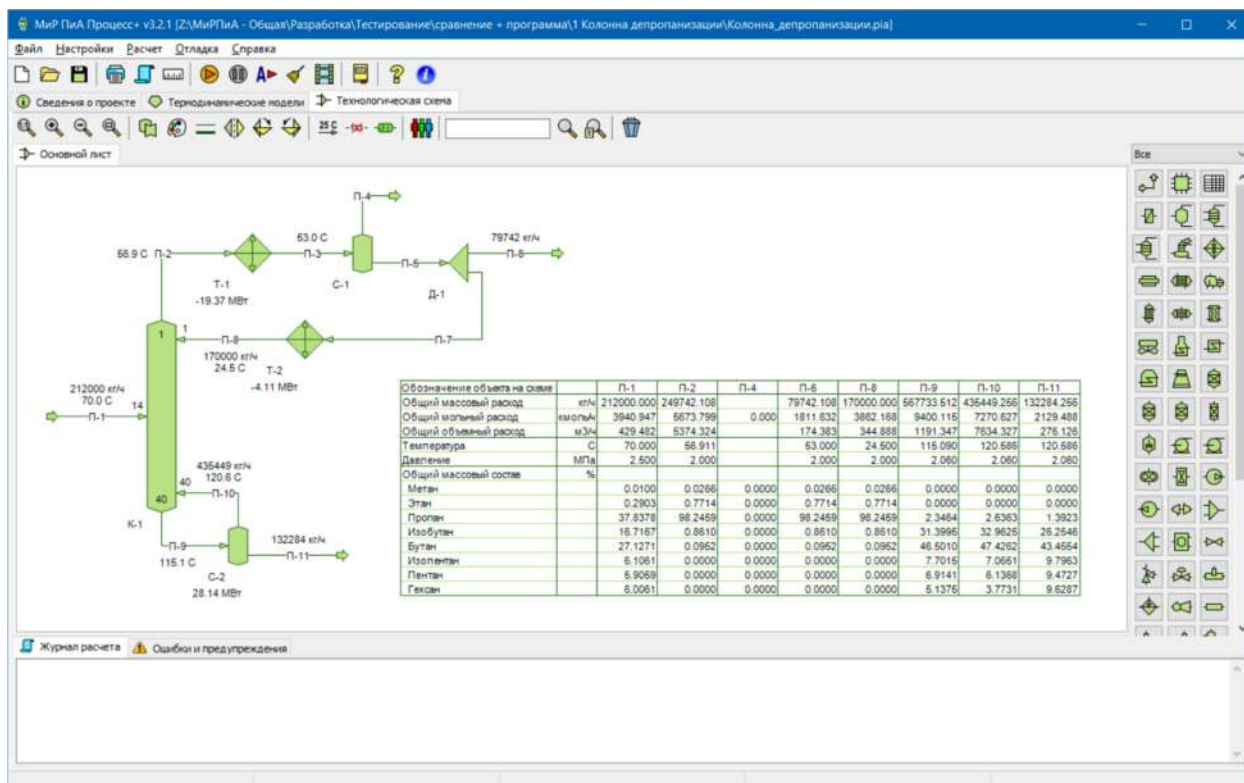


Рис. 3.1.2. Расчетная модель процесса депропанизации в программном продукте «МиР ПиА Процесс+».

Для обеспечения корректности сравнения часть параметров работы установки принята одинаковой как для программного продукта «МиР ПиА Процесс+», так и для его аналогов.

Во всех расчетах был использован одинаковый химический состав сырья, поступающего на установку, представленный в таблице 3.1.3.

Таблица 3.1.3. Химический состав сырья колонны депропанизации.

Вещество	% масс.	Вещество	% масс.
Метан	0,0100	Бутан	27,1271
Этан	0,2903	Изопентан	6,1061
Пропан	37,8378	Пентан	5,9059
Изобутан	16,7167	Гексан	6,0061

Кроме того, были зафиксированы следующие параметры режима работы установки депропанизации:

расход сырья	212000 кг/ч
температура сырья	70,0 °C
давление сырья	2,5 МПа
число теоретических тарелок в колонне	40

номер тарелки ввода сырья	14
давление верха колонны	2,00 МПа
давление низа колонны	2,06 МПа
давление в рефлюксной емкости	2,00 МПа
температура на выходе из конденсатора	53,0 °С
температура на выходе из доохладителя	24,5 °С
расход орошения	170000 кг/ч
тепловая нагрузка ребойлера	24,2 Гкал/ч.

Результаты моделирования, полученные с помощью программного продукта «МиР ПиА Процесс+» и его аналогов, представлены в таблице 3.1.4. Из рассмотрения данных таблицы 3.1.4 видно очень хорошее согласование между результатами моделирования с использованием всех трех программных продуктов.

Таблица 3.1.4. Сравнение результатов моделирования процесса депропанации, полученных с помощью различных программных продуктов.

Параметр	Ед. изм.	МиР ПиА	HYSYS	Откло- нение	PRO/II	Откло- нение
Температура верха колонны К-1	°С	56,9	56,9	0,0 °С	56,9	0,0 °С
Температура низа колонны К-1	°С	115,1	114,8	0,3 °С	115,8	-0,7 °С
Температура на выходе из ребойлера С-2	°С	120,6	120,5	0,1 °С	121,0	-0,4 °С
Тепловая нагрузка теплообменника Т-1	МВт	19,37	19,33	0,2 %	19,36	0,1 %
Тепловая нагрузка теплообменника Т-2	МВт	4,11	4,13	-0,5 %	4,10	0,2 %
Расход газа из рефлюксной емкости	кг/ч	0	0	0,0 %	0	0,0 %
Расход пропановой фракции	кг/ч	79742	79430	0,4 %	80105	-0,5 %
Расход остатка депропанации	кг/ч	132284	132570	-0,2 %	131971	0,2 %
Расход горячей струи в куб колонны	кг/ч	435449	433600	0,4 %	439453	-0,9 %
Содержание пропана в дистилляте	% масс.	98,246	98,307	-0,06 %	98,512	-0,27 %
Содержание пропана в остатке	% масс.	1,392	1,600	-0,21 %	0,929	0,46 %

3.1.3. Стабилизация газового конденсата

Данный раздел может представлять интерес для моделирования установок комплексной подготовки нефти и газа, а также газофракционирующих установок. Здесь представлены результаты моделирования стабилизации газового конденсата, полученного в результате компримирования и охлаждения попутного нефтяного газа установки подготовки нефти.

Модель процесса, созданная в программном продукте «МиР ПиА Процесс+», представлена на рисунке 3.1.3. Данная модель включена в состав дистрибутива и сохранена в файле «Стабилизация газового конденсата.ria».

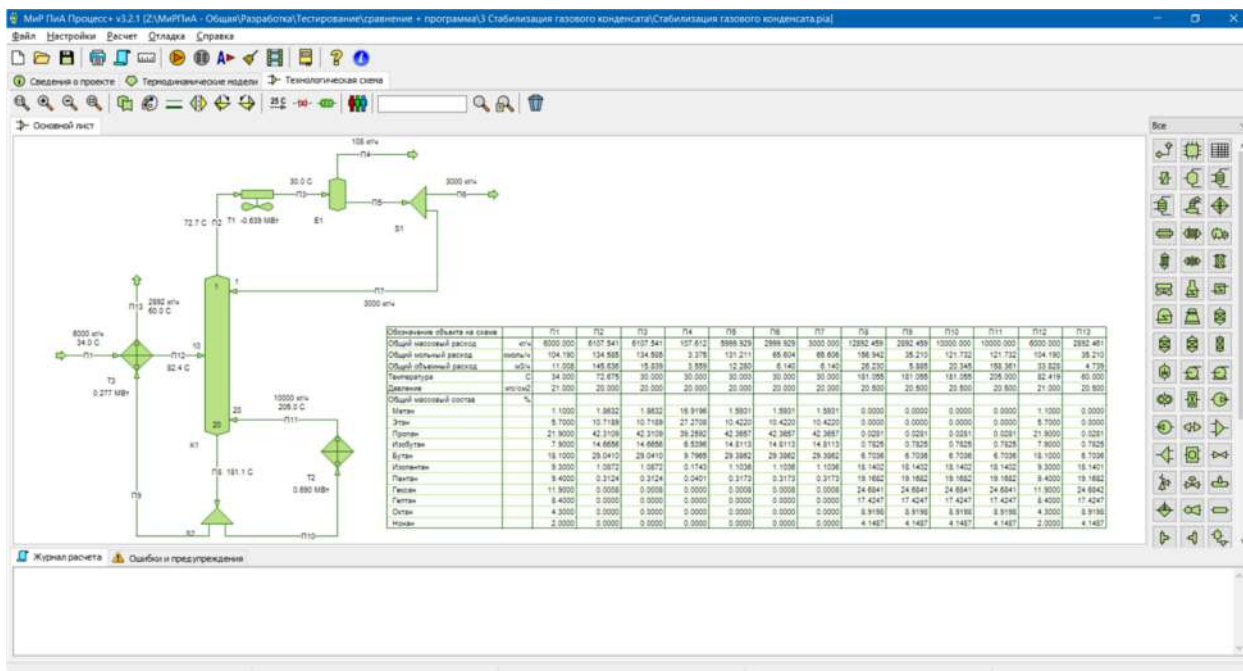


Рис. 3.1.3. Расчетная модель процесса стабилизации газового конденсата в программном продукте «МиР ПиА Процесс+».

Для обеспечения корректности сравнения часть параметров работы установки принята одинаковой как для программного продукта «МиР ПиА Процесс+», так и для его аналогов.

Во всех расчетах был использован одинаковый химический состав сырья, поступающего на установку, представленный в таблице 3.1.5.

Таблица 3.1.5. Химический состав нестабильного газового конденсата.

Вещество	% масс.	Вещество	% масс.
Метан	1,1	Пентан	9,4
Этан	5,7	Гексан	11,9
Пропан	21,9	Гептан	8,4
Изобутан	7,9	Октан	4,3
Бутан	18,1	Нонан	2,0
Изопентан	9,3	—	—

Кроме того, были зафиксированы следующие параметры режима работы установки стабилизации газового конденсата:

- расход сырья 6000 кг/ч
- температура сырья 34,0 °C
- давление сырья 21,0 кгс/см²
- число теоретических тарелок в колонне 20
- номер тарелки ввода сырья 10

давление верха колонны	20,0 кгс/см ²
давление низа колонны	20,5 кгс/см ²
давление в рефлюксной емкости	20,0 кгс/см ²
температура на выходе из конденсатора	30,0 °С
расход орошения	3000 кг/ч
расход горячей струи	10000 кг/ч
температура на выходе из ребойлера	205,0 °С

Результаты моделирования, полученные с помощью программного продукта «МиР ПиА Процесс+» и его аналогов, представлены в таблице 3.1.4. Из рассмотрения данных таблицы 3.1.4 видно очень хорошее согласование между результатами моделирования с использованием всех трех программных продуктов.

Таблица 3.1.6. Сравнение результатов моделирования процесса стабилизации газового конденсата, полученных с помощью различных программных продуктов.

Параметр	Ед. изм.	МиР ПиА	HYSYS	Откло- нение	PRO/II	Откло- нение
Температура верха колонны К-1	°С	72,7	72,6	0,1 °С	72,9	-0,2 °С
Температура низа колонны К-1	°С	181,1	181,2	-0,1 °С	181,4	-0,3 °С
Тепловая нагрузка теплообменника Т-1	МВт	0,64	0,64	0,0 %	0,64	0,0 %
Тепловая нагрузка теплообменника Т-2	МВт	0,69	0,69	0,0 %	0,69	0,0 %
Тепловая нагрузка теплообменника Т-3	МВт	0,28	0,28	0,0 %	0,28	0,0 %
Расход газа из рефлюксной емкости	кг/ч	108	109	-0,9 %	109	-0,9 %
Расход пропан-бутановой фракции	кг/ч	3000	2992	0,3 %	3007	-0,2 %
Расход стабильного конденсата	кг/ч	2892	2899	-0,2 %	2885	0,2 %
Содержание пропана в дистилляте	% масс.	42,366	42,463	-0,10 %	42,267	0,10 %
Содержание бутана в дистилляте	% масс.	29,386	29,347	0,04 %	29,442	-0,06 %
Содержание пропана в остатке	% масс.	0,028	0,029	0,00 %	0,025	0,00 %
Содержание бутана в остатке	% масс.	6,704	6,808	-0,10 %	6,587	0,12 %

3.2. Процессы сбора и подготовки нефти

3.2.1. Подготовка нефти

Данный раздел может представлять интерес для моделирования установок комплексной подготовки нефти. Здесь представлены результаты моделирования одной из типовых технологических схем установки подготовки нефти.

Модель процесса, созданная в программном продукте «МиР ПиА Процесс+», представлена на рисунке 3.2.1. Данная модель включена в состав дистрибутива и сохранена в файле «Установка подготовки нефти.ria».

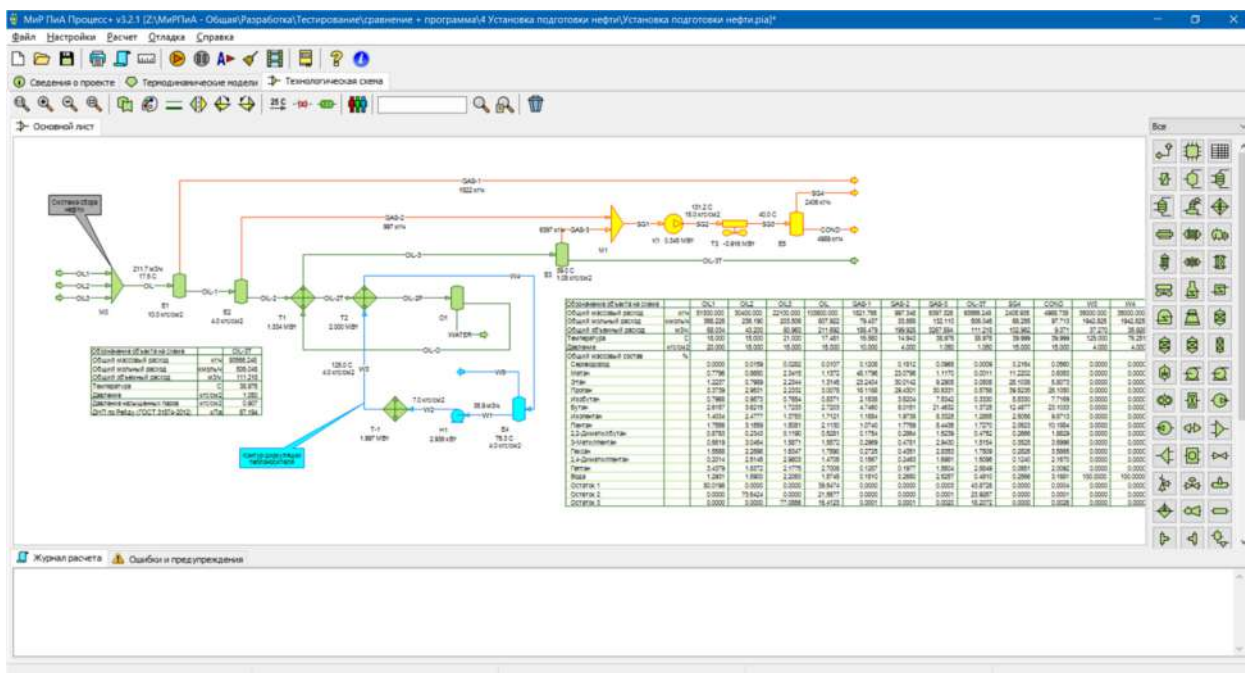


Рис. 3.2.1. Расчетная модель установки подготовки нефти в программном продукте «МиР ПиА Процесс+».

Для обеспечения корректности сравнения часть параметров работы установки принята одинаковой как для программного продукта «МиР ПиА Процесс+», так и для его аналогов.

Во всех расчетах был использован одинаковый химический состав сырья, поступающего на установку, представленный в таблице 3.2.1.

Таблица 3.2.1. Химический состав исходных нефтей (% масс.).

Вещество	Нефть 1	Нефть 2	Нефть 3
Сероводород	0,0000	0,0159	0,0282
Метан	0,7796	0,8650	2,3415
Этан	1,2237	0,7989	2,2344
Пропан	3,3739	2,9531	2,2332
Изобутан	0,7968	0,9573	0,7654
Бутан	2,6157	3,6215	1,7233
Изопентан	1,4034	2,4777	1,3753
Пентан	1,7556	3,1559	1,5081
2,2-Диметилбутан	0,8783	0,2343	0,1190
3-Метилпентан	0,6619	3,0464	1,5871
Гексан	1,5588	2,2898	1,6347
2,4-Диметилпентан	0,2014	2,5145	2,9803
Гептан	3,4379	1,8372	2,1775

Вода	1,2931	1,5900	2,2063
Остаток	80,0198	73,6424	77,0856

Кроме того, были зафиксированы следующие параметры режима работы установки подготовки нефти:

расход нефти 1	51300 кг/ч
температура нефти 1	18,0 °С
давление нефти 1	20,0 кгс/см ²
расход нефти 2	30400 кг/ч
температура нефти 2	15,0 °С
давление нефти 2	18,0 кгс/см ²
расход нефти 3	22100 кг/ч
температура нефти 3	21,0 °С
давление нефти 3	15,0 кгс/см ²
давление первой ступени сепарации	10,0 кгс/см ²
давление второй ступени сепарации	4,0 кгс/см ²
давление горячей ступени сепарации	1,05 кгс/см ²
температура греющей воды	125,0 °С
расход греющей воды	35000 кг/ч
давление на выходе из компрессора	15,0 кгс/см ²
температура на выходе из конденсатора	40 °С

Результаты моделирования, полученные с помощью программного продукта «МиР ПиА Процесс+» и его аналогов, представлены в таблице 3.2.2. Из рассмотрения данных таблицы 3.2.2 видно очень хорошее согласование между результатами моделирования с использованием всех трех программных продуктов.

Таблица 3.2.2. Сравнение результатов моделирования установки подготовки нефти, полученных с помощью различных программных продуктов.

Параметр	Ед. изм.	МиР ПиА	HYSYS	Откло- нение	PRO/II	Откло- нение
Температура исходной нефти	°С	17,5	17,5	0,0 %	17,5	0,0 %
Температура первой ступени сепарации	°С	16,5	16,5	0,0 °С	16,5	0,0 °С
Расход газа первой ступени сепарации	кг/ч	1822	1895	-3,9 %	1569	14,9 %
Температура второй ступени сепарации	°С	14,9	14,8	0,1 °С	15,7	-0,8 °С
Расход газа второй ступени сепарации	кг/ч	997	1023	-2,6 %	526	61,8 %
Тепловая нагрузка теплообменника Т-1	МВт	1,33	1,33	0,0 %	1,25	6,2 %
Тепловая нагрузка теплообменника Т-2	МВт	2,00	1,99	0,5 %	1,93	3,6 %
Расход воды из отстойника	кг/ч	1017	1013	0,4 %	988	2,9 %
Расход газа горячей ступени сепарации	кг/ч	6397	6419	-0,3 %	6876	-7,2 %
Расход подготовленной нефти	кг/ч	93566	93450	0,1 %	93842	-0,3 %
ДНП по Рейду	кПа	67,2	66,8	0,6 %	96,1	-35,4 %

подготовленной нефти						
Остаточное содержание сероводорода в нефти	ppm	9	8	11,8 %	11	-20,0 %
Полезная мощность компрессора	МВт	0,345	0,344	0,3 %	0,357	-3,4 %
Расход газового конденсата	кг/ч	4989	5140	-3,0 %	4558	9,0 %

3.2.2. Отдувка нефти

Данный раздел может представлять интерес для моделирования установок комплексной подготовки нефти. Здесь представлены результаты моделирования одной из технологических схем установки подготовки нефти, в которой горячая ступень сепарации заменена на колонну отдувки.

Модель процесса, созданная в программном продукте «МиР ПиА Процесс+», представлена на рисунке 3.2.2. Данная модель включена в состав дистрибутива и сохранена в файле «Отдувка нефти.ria».

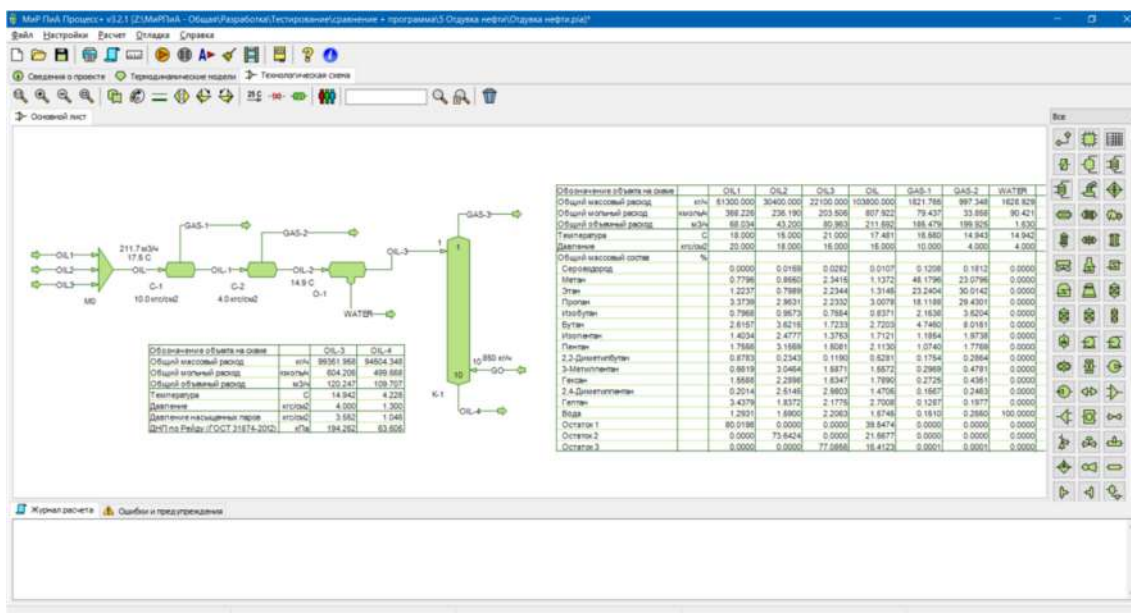


Рис. 3.2.2. Расчетная модель отдувки нефти в программном продукте «МиР ПиА Процесс+».

Для обеспечения корректности сравнения часть параметров работы установки принята одинаковой как для программного продукта «МиР ПиА Процесс+», так и для его аналогов.

Во всех расчетах были использованы одинаковые химические составы сырья, поступающего на установку, и газа отдувки, представленные в таблице 3.2.3.

Таблица 3.2.3. Химический состав исходных нефтей (% масс.).

Вещество	Нефть 1	Нефть 2	Нефть 3	Газ отдувки
Сероводород	0,0000	0,0159	0,0282	0,0000
Метан	0,7796	0,8650	2,3415	91,0214
Этан	1,2237	0,7989	2,2344	8,9786
Пропан	3,3739	2,9531	2,2332	0,0000
Изобутан	0,7968	0,9573	0,7654	0,0000
Бутан	2,6157	3,6215	1,7233	0,0000
Изопентан	1,4034	2,4777	1,3753	0,0000
Пентан	1,7556	3,1559	1,5081	0,0000
2,2-Диметилбутан	0,8783	0,2343	0,1190	0,0000
3-Метилпентан	0,6619	3,0464	1,5871	0,0000
Гексан	1,5588	2,2898	1,6347	0,0000
2,4-Диметилпентан	0,2014	2,5145	2,9803	0,0000
Гептан	3,4379	1,8372	2,1775	0,0000
Вода	1,2931	1,5900	2,2063	0,0000
Остаток	80,0198	73,6424	77,0856	0,0000

Кроме того, были зафиксированы следующие параметры режима работы процесса отдувки нефти:

расход нефти 1	51300 кг/ч
температура нефти 1	18,0 °С
давление нефти 1	20,0 кгс/см ²
расход нефти 2	30400 кг/ч
температура нефти 2	15,0 °С
давление нефти 2	18,0 кгс/см ²
расход нефти 3	22100 кг/ч
температура нефти 3	21,0 °С
давление нефти 3	15,0 кгс/см ²
давление первой ступени сепарации	10,0 кгс/см ²
давление второй ступени сепарации	4,0 кгс/см ²
число теоретических тарелок в колонне	10
номер тарелки ввода нефти	1
номер тарелки ввода газа отдувки	10
давление верха колонны	1,2 кгс/см ²
давление низа колонны	1,3 кгс/см ²
расход газа отдувки	850 кг/ч

Результаты моделирования, полученные с помощью программного продукта «МиР ПиА Процесс+» и его аналогов, представлены в таблице 3.2.4. Из рассмотрения данных таблицы 3.2.4 видно очень хорошее согласование между результатами моделирования с использованием всех трех программных продуктов.

Таблица 3.2.4. Сравнение результатов моделирования установки отдувки нефти, полученных с помощью различных программных продуктов.

Параметр	Ед. изм.	МиР ПиА	HYSYS	Откло- нение	PRO/II	Откло- нение
Температура исходной нефти	°С	17,5	17,5	0,0 %	17,5	0,0 %
Температура первой ступени сепарации	°С	16,6	16,5	0,1 °С	16,5	0,1 °С
Расход газа первой ступени сепарации	кг/ч	1822	1895	-3,9 %	1569	14,9 %
Температура второй ступени сепарации	°С	14,9	14,8	0,1 °С	15,7	-0,8 °С
Расход газа второй ступени сепарации	кг/ч	997	1023	-2,6 %	526	61,8 %
Расход воды из отстойника	кг/ч	1629	1626	0,2 %	1613	1,0 %
Температура верха колонны	°С	9,4	9,1	0,3 °С	8,9	0,5 °С
Температура низа колонны	°С	4,2	3,9	0,3 °С	3,8	0,4 °С
Расход газа с верха колонны	кг/ч	5698	5716	-0,3 %	6113	-7,0 %
Расход подготовленной нефти	кг/ч	94504	94390	0,1 %	94829	-0,3 %
ДНП по Рейду подготовленной нефти	кПа	63,6	71,3	-11,4 %	68,3	-7,1 %
Остаточное содержание сероводорода в нефти	ppm	0	0	0,0 %	0	0,0 %

3.3. Подготовка газа

3.3.1. Осушка газа гликолями

Данный раздел может представлять интерес при моделировании установок комплексной подготовки газа. Здесь представлены результаты моделирования процесса осушки газа с использованием трех видов поглотителей: триэтиленгликоля, диэтиленгликоля и этиленгликоля. Моделирование проводилось с помощью специализированного гликолевого пакета.

Во всех расчетах был использован одинаковый химический состав газа, поступающего на установку, представленный в таблице 3.3.1.

Таблица 3.3.1. Химический состав газа, поступающего на установку осушки.

Вещество	% масс.
Диоксид углерода	3,2537
Азот	0,9996
Кислород	0,9996
Сероводород	3,1379
Метан	74,5878
Этан	10,4397
Пропан	4,0865
Изобутан	0,5699
Бутан	0,7524
Изопентан	0,2697
Пентан	0,2775
Гексан	0,2521
Гептан	0,3309
Вода	0,0428

а) Триэтиленгликоль

Модель процесса, созданная в программном продукте «МиР ПиА Процесс+», представлена на рисунке 3.3.1. Данная модель включена в состав дистрибутива и сохранена в файле «Осушка_газа_триэтиленгликолем.ria».

Для обеспечения корректности сравнения часть параметров работы установки принята одинаковой как для программного продукта «МиР ПиА Процесс+», так и для его аналогов.

Кроме того, были зафиксированы следующие параметры режима работы установки осушки газа:

расход газа на осушку	35015 кг/ч
температура газа на осушку	25,0 °C
давление сырья	50 кгс/см ²
число теоретических тарелок в колонне К-1	3
номер тарелки ввода газа в К-1	3
номер тарелки ввода гликоля в К-1	1
давление верха колонны К-1	50 кгс/см ²
давление низа колонны К-1	50 кгс/см ²
начальный расход гликоля в К-1	3000 кг/ч
температура гликоля на входе в К-1	50,0 °C
давление на выходе из клапана	5 кгс/см ²
число теоретических тарелок в колонне К-2	2
номер тарелки ввода сырья в К-2	1
давление верха колонны К-2	1,04 кгс/см ²
давление низа колонны К-2	1,11 кгс/см ²

температура на гликоля входе в К-2
 температура в ребойлере

115,0 °C
 200,0 °C.

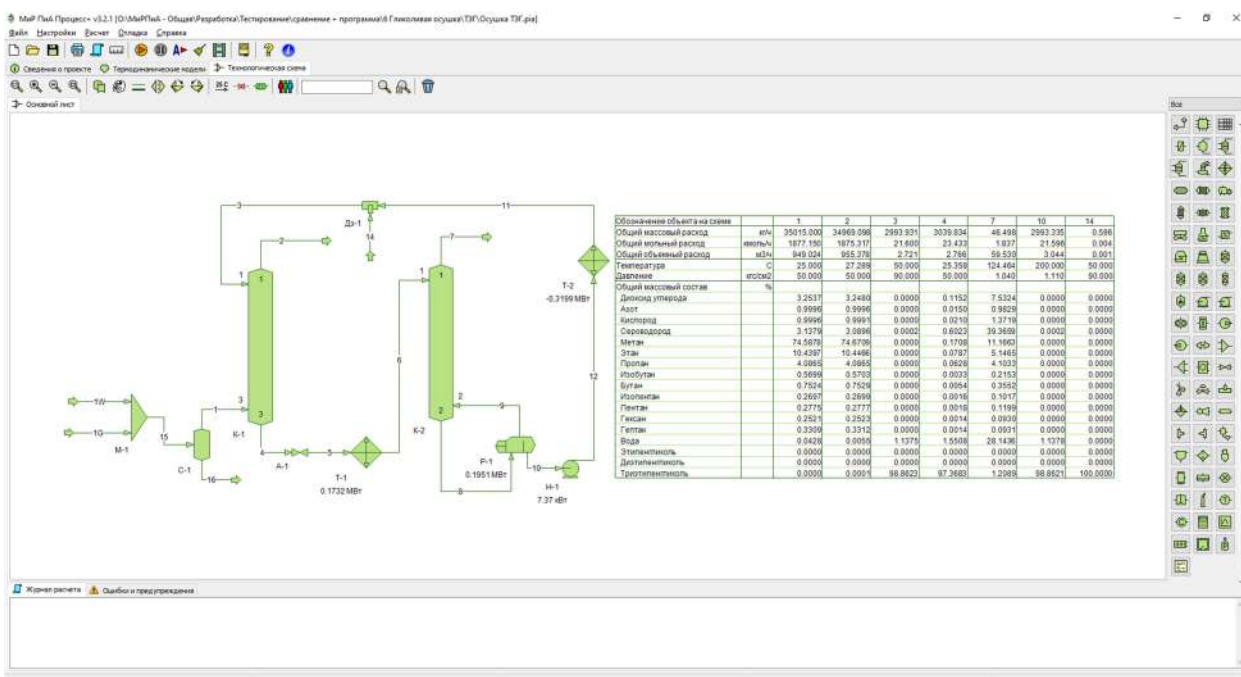


Рис. 3.3.1. Расчетная модель процесса осушки газа триэтиленгликолем в программном продукте «МиР ПиА Процесс+».

Результаты моделирования, полученные с помощью программного продукта «МиР ПиА Процесс+» и его аналогов, представлены в таблице 3.3.2. Из рассмотрения данных таблицы 3.3.2 видно очень хорошее согласование между результатами моделирования с использованием всех трех программных продуктов.

Таблица 3.3.2. Сравнение результатов моделирования установки осушки газа триэтиленгликолем, полученных с помощью различных программных продуктов.

Параметр	Ед. изм.	МиР ПиА	HYSYS	Отклонение	PRO/II	Отклонение
Температура верха колонны К-1	°C	27,3	27,6	-0,3 °C	27,7	-0,4 °C
Температура низа колонны К-1	°C	25,4	25,4	0,0 °C	25,4	0,0 °C
Расход осушенного газа из колонны К-1	кг/ч	34969	34970	0,0 %	34948	0,1 %
Тепловая нагрузка теплообменника Т-1	МВт	0,173	0,173	0,0 %	0,184	-6,2 %
Температура верха колонны К-2	°C	124,5	125,8	-1,3 °C	122,8	1,7 °C
Расход паров с верха колонны К-2	кг/ч	46	46	0,0 %	68	-38,6 %
Тепловая нагрузка теплообменника Т-2	МВт	0,320	0,324	-1,2 %	0,326	-1,9 %
Содержание воды в парах с верха К-1	% масс.	0,0055	0,0057	-0,0002 %	0,0058	-0,0003 %
Содержание воды в парах с верха К-2	% масс.	28,14	28,35	-0,21 %	19,05	9,09 %

б) Диэтиленгликоль

Модель процесса, созданная в программном продукте «МиР ПиА Процесс+», представлена на рисунке 3.3.2. Данная модель включена в состав дистрибутива и сохранена в файле «Осушка_газа_диэтиленгликолем.ria».

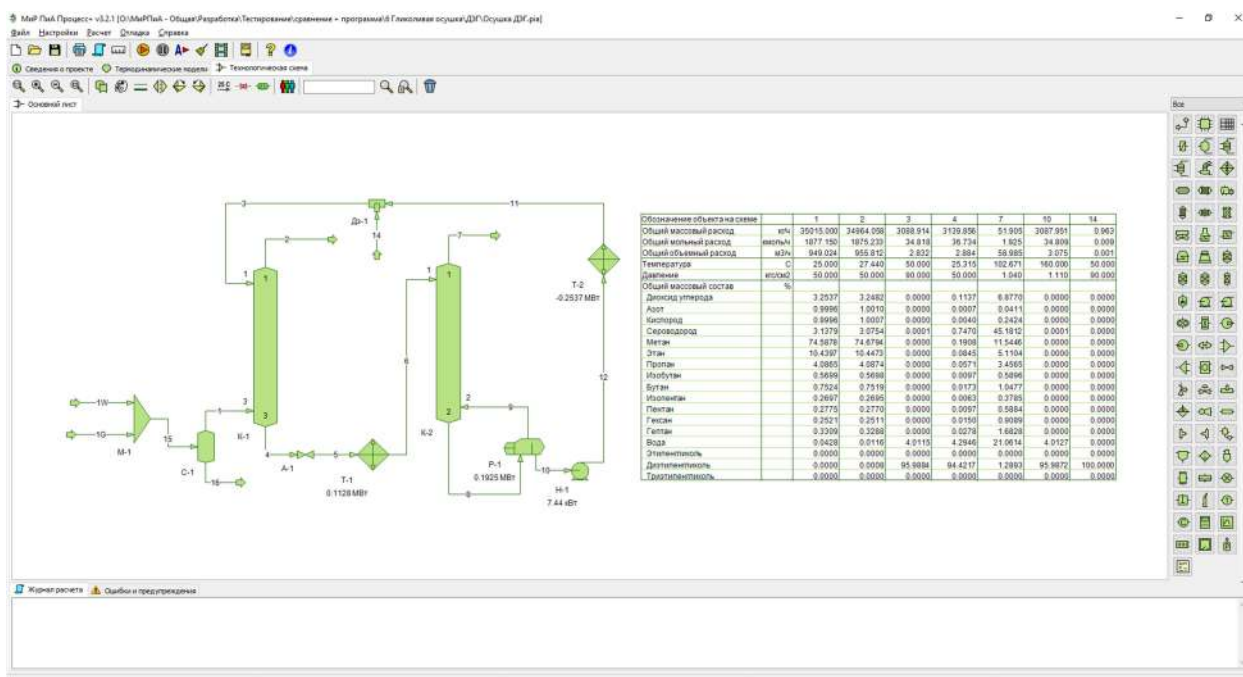


Рис. 3.3.2. Расчетная модель процесса осушки газа диэтиленгликолем в программном продукте «МиР ПиА Процесс+».

Для обеспечения корректности сравнения часть параметров работы установки принята одинаковой как для программного продукта «МиР ПиА Процесс+», так и для его аналогов.

Кроме того, были зафиксированы следующие параметры режима работы установки осушки газа:

расход газа на осушку	35015 кг/ч
температура газа на осушку	25,0 °C
давление сырья	50 кгс/см ²
число теоретических тарелок в колонне К-1	3
номер тарелки ввода газа в К-1	3
номер тарелки ввода гликоля в К-1	1
давление верха колонны К-1	50 кгс/см ²
давление низа колонны К-1	50 кгс/см ²
начальный расход гликоля в К-1	3000 кг/ч
температура гликоля на входе в К-1	50,0 °C
давление на выходе из клапана	5 кгс/см ²
число теоретических тарелок в колонне К-2	2
номер тарелки ввода сырья в К-2	1
давление верха колонны К-2	1,04 кгс/см ²
давление низа колонны К-2	1,11 кгс/см ²
температура на гликоля входе в К-2	80,0 °C
температура в ребойлере	160,0 °C.

Результаты моделирования, полученные с помощью программного продукта «МиР ПиА Процесс+» и его аналогов, представлены в таблице 3.3.3. Из рассмотрения данных таблицы 3.3.3

видно очень хорошее согласование между результатами моделирования с использованием всех трех программных продуктов.

Таблица 3.3.3. Сравнение результатов моделирования установки осушки газа диэтиленгликолем, полученных с помощью различных программных продуктов.

Параметр	Ед. изм.	МиР ПиА	HYSYS	Откло- нение	PRO/II	Откло- нение
Температура верха колонны К-1	°С	27,4	27,7	-0,3 °С	27,5	-0,1 °С
Температура низа колонны К-1	°С	25,3	25,3	0,0 °С	25,1	0,2 °С
Расход осушенного газа из колонны К-1	кг/ч	34964	34960	0,0 %	34903	0,2 %
Тепловая нагрузка теплообменника Т-1	МВт	0,113	0,116	-2,6 %	0,114	-0,9 %
Температура верха колонны К-2	°С	102,7	102,5	0,2 °С	78,01	24,6 °С
Расход паров с верха колонны К-2	кг/ч	52	58	-10,9 %	112	-73,2 %
Тепловая нагрузка теплообменника Т-2	МВт	0,254	0,264	-3,9 %	0,239	6,1 %
Содержание воды в парах с верха К-1	% масс.	0,0116	0,0121	-0,0005 %	0,0318	-0,0202 %
Содержание воды в парах с верха К-2	% масс.	21,06	18,60	2,46 %	3,60	17,46 %

в) Этиленгликоль

Модель процесса, созданная в программном продукте «МиР ПиА Процесс+», представлена на рисунке 3.3.3. Данная модель включена в состав дистрибутива и сохранена в файле «Осушка_газа_этиленгликолем.ria».

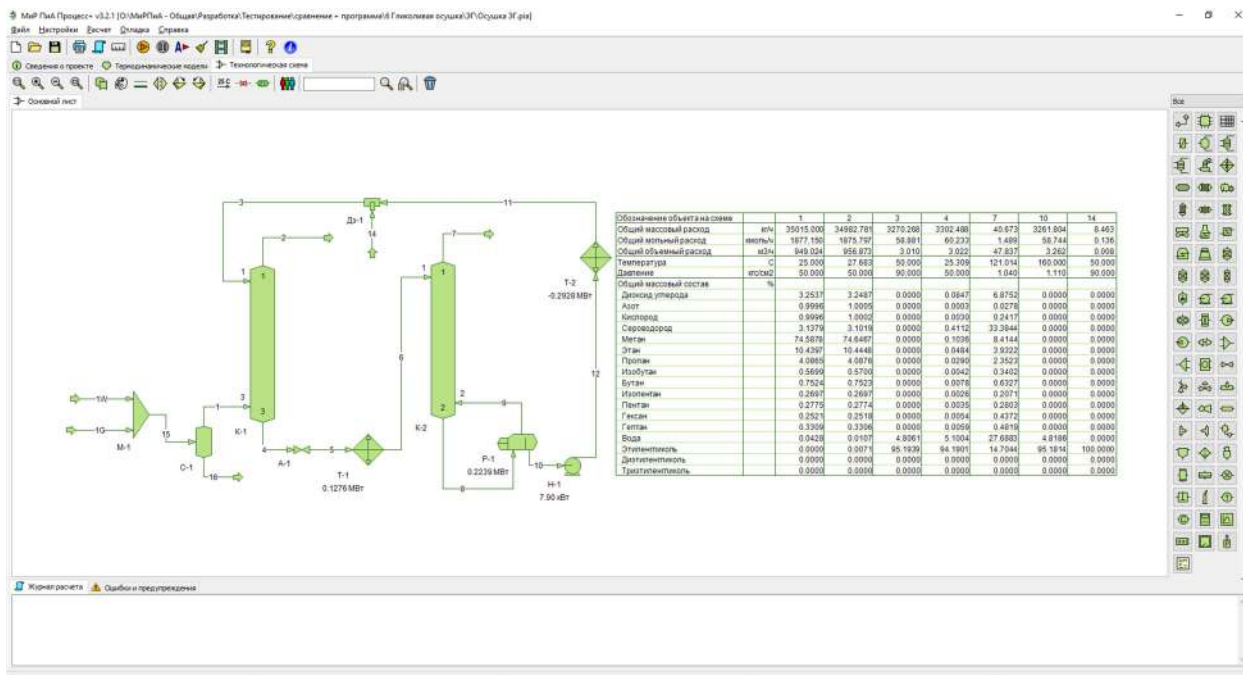


Рис. 3.3.3. Расчетная модель процесса осушки газа этиленгликолем в программном продукте «МиР ПиА Процесс+».

Для обеспечения корректности сравнения часть параметров работы установки принята одинаковой как для программного продукта «МиР ПиА Процесс+», так и для его аналогов.

Кроме того, были зафиксированы следующие параметры режима работы установки осушки газа:

расход газа на осушку	35015 кг/ч
температура газа на осушку	25,0 °С
давление сырья	50 кгс/см ²
число теоретических тарелок в колонне К-1	3
номер тарелки ввода газа в К-1	3
номер тарелки ввода гликоля в К-1	1
давление верха колонны К-1	50 кгс/см ²
давление низа колонны К-1	50 кгс/см ²
начальный расход гликоля в К-1	3000 кг/ч
температура гликоля на входе в К-1	50,0 °С
давление на выходе из клапана	5 кгс/см ²
число теоретических тарелок в колонне К-2	2
номер тарелки ввода сырья в К-2	1
давление верха колонны К-2	1,04 кгс/см ²
давление низа колонны К-2	1,11 кгс/см ²
температура на гликоля входе в К-2	80,0 °С
температура в ребойлере	160,0 °С.

Результаты моделирования, полученные с помощью программного продукта «МиР ПиА Процесс+» и его аналогов, представлены в таблице 3.3.4. Из рассмотрения данных таблицы 3.3.4 видно очень хорошее согласование между результатами моделирования с использованием всех трех программных продуктов.

Таблица 3.3.4. Сравнение результатов моделирования установки осушки газа этиленгликолем, полученных с помощью различных программных продуктов.

Параметр	Ед. изм.	МиР ПиА	HYSYS	Откло- нение	PRO/II	Откло- нение
Температура верха колонны К-1	°С	27,7	27,7	0,0 °С	27,7	0,0 °С
Температура низа колонны К-1	°С	25,3	25,3	0,0 °С	25,3	0,0 °С
Расход осушенного газа из колонны К-1	кг/ч	34983	34980	0,0 %	34971	0,0 %
Тепловая нагрузка теплообменника Т-1	МВт	0,128	0,121	5,6 %	0,117	9,0 %
Температура верха колонны К-2	°С	121,0	116,7	4,3 °С	113,4	7,6 °С
Расход паров с верха колонны К-2	кг/ч	41	41	0,0 %	48	-15,7 %
Тепловая нагрузка теплообменника Т-2	МВт	0,293	0,285	2,8 %	0,261	11,6 %
Содержание воды в парах с верха К-1	% масс.	0,0071	0,0103	-0,0050 %	0,0428	-0,0357 %
Содержание воды в парах с верха К-2	% масс.	14,70	27,81	-13,11 %	22,99	-8,29 %

3.3.2. Контур циркуляции этиленгликоля для борьбы с гидратообразованием

Данный раздел может представлять интерес при моделировании установок комплексной подготовки газа. Здесь представлены результаты моделирования контура циркуляции водного раствора этиленгликоля (ЭГ), предназначенного для борьбы с гидратообразованием, с его последующей регенерацией. Моделирование газовой линии проводилось с помощью модели состояния и свойств "Пенг-Робинсон-NRTL", а моделирование блока регенерации этиленгликоля – с помощью специализированного гликолевого пакета.

Модель процесса, созданная в программном продукте «МиР ПиА Процесс+», представлена на рисунке 3.3.4. Данная модель включена в состав дистрибутива и сохранена в файле «Контур_циркуляции_этиленгликоля.ria».

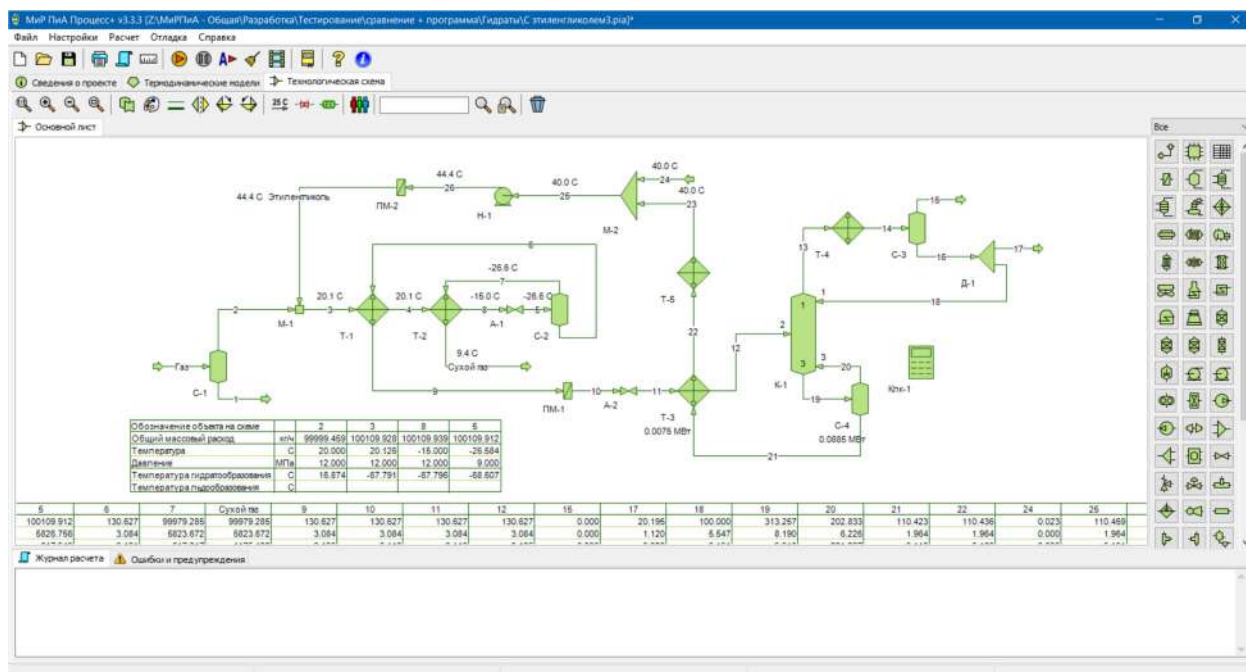


Рис. 3.3.4. Расчетная модель контура циркуляции этиленгликоля в программном продукте «МиР ПиА Процесс+».

Во всех расчетах был использован одинаковый химический состав газа, поступающего на установку, представленный в таблице 3.3.5.

Таблица 3.3.5. Химический состав исходного газа.

Вещество	% мол.
Метан	95,00
Этан	3,00
Пропан	0,80
Изобутан	0,20
Бутан	0,30
Пентан	0,28
Диоксид углерода	0,40
Азот	0,00
Вода	0,02

Для обеспечения корректности сравнения часть параметров работы установки принята одинаковой как для программного продукта «МиР ПиА Процесс+», так и для его аналогов.

Кроме того, были зафиксированы следующие параметры режима работы циркуляционного контура:

расход исходного газа	100000 кг/ч
температура исходного газа	20,0 °С
давление исходного газа	12,0 МПа
давление в сепараторе С-1	12,0 МПа
начальный расход водного раствора ЭГ на подмес	120 кг/ч
температура раствора ЭГ на выходе Т-1	10 °С
температура газа на выходе Т-2	-15 °С
давление газа в сепараторе С-2	3,0 МПа
давление на выходе из клапана А-2	0,6 МПа
температура насыщенного раствора ЭГ на выходе Т-3	85 °С
число теоретических тарелок в колонне К-1	3
номер тарелки ввода водного раствора ЭГ в К-1	2
давление верха колонны К-1	1 атм
давление низа колонны К-1	1 атм
температура на выходе конденсатора Т-4	50,0 °С
расход орошения в К-1	100 кг/ч
температура на выходе из ребойлера С-4	160,0 °С
температура раствора ЭГ на выходе Т-5	40 °С

Результаты моделирования, полученные с помощью программного продукта «МиР ПиА Процесс+» и его аналогов, представлены в таблице 3.3.6. Из рассмотрения данных таблицы 3.3.6 видно очень хорошее согласование между результатами моделирования с использованием всех трех программных продуктов.

Таблица 3.3.6. Сравнение результатов моделирования контура циркуляции этиленгликоля, полученных с помощью различных программных продуктов.

Параметр	Ед. изм.	МиР ПиА	HYSYS	Откло- нение	PRO/II	Откло- нение
Тепловая нагрузка теплообменника Т-2	МВт	3,586	3,665	-2,2 %	3,128	13,6 %
Температура сухого газа на выходе из Т-2	°С	9,4	9,3	0,1 °С	9,6	-0,2 °С
Расход насыщенного раствора ЭГ из С-2	кг/ч	131	130	0,8 %	133	-1,5 %
Содержание ЭГ в жидкости из С-2	% масс.	80,96	80,33	0,63 %	80,30	0,66 %
Тепловая нагрузка теплообменника Т-3	МВт	0,0075	0,0073	2,7 %	0,0068	9,8 %
Температура верха колонны К-1	°С	101,6	100,3	1,3 °С	100,0	1,6 °С
Температура низа колонны К-1	°С	119,9	114	5,9 °С	116,1	3,8 °С
Расход дистиллята с колонны К-1	кг/ч	20,0	19,8	1,0 %	20,4	-2,0 %
Тепловая нагрузка ребойлера С-4	МВт	0,0885	0,0881	0,5 %	0,0765	14,5 %
Содержание ЭГ в регенерированном растворе	% масс.	95,75	95,67	0,08 %	95,66	0,09 %

3.3.3. Контур циркуляции метанола для борьбы с гидратообразованием

Данный раздел может представлять интерес при моделировании установок комплексной подготовки газа. Здесь представлены результаты моделирования контура циркуляции водного раствора метанола, предназначенного для борьбы с гидратообразованием, с его последующей регенерацией. Моделирование газовой линии проводилось с помощью модели состояния и свойств "Пенг-Робинсон-NRTL", а моделирование блока регенерации метанола – с помощью пакета NRTL.

Модель процесса, созданная в программном продукте «МиР ПиА Процесс+», представлена на рисунке 3.3.5. Данная модель включена в состав дистрибутива и сохранена в файле «Контур_циркуляции_метанола.ria».

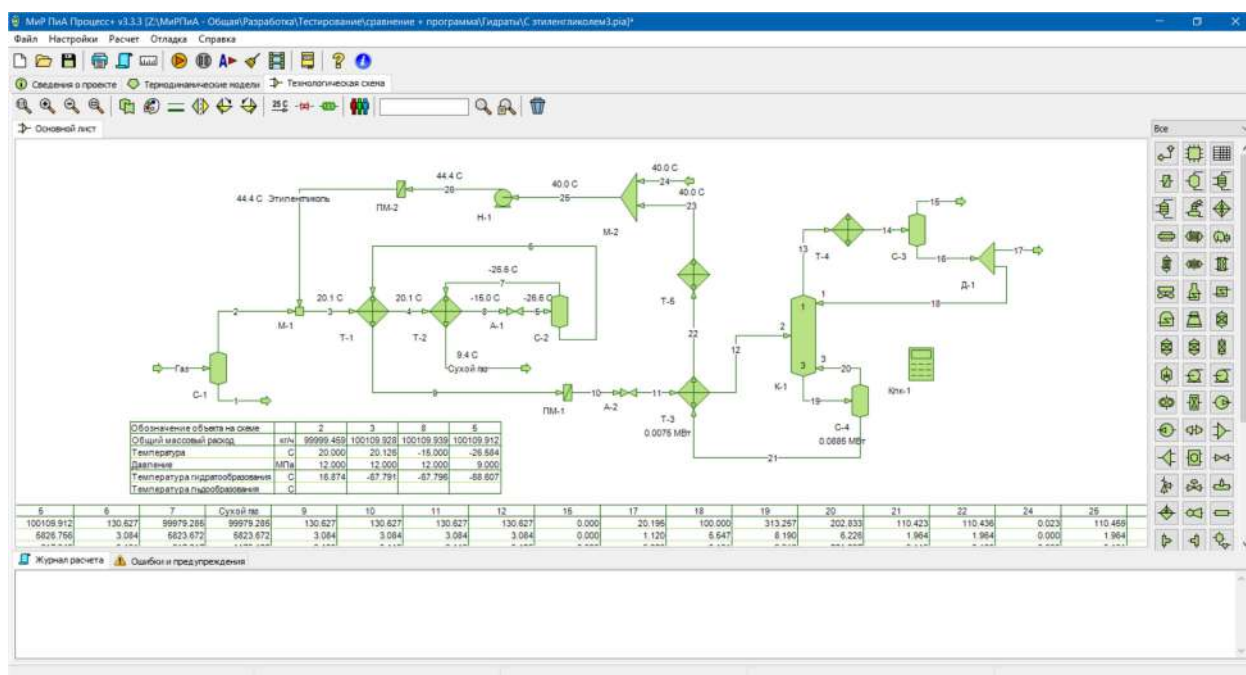


Рис. 3.3.5. Расчетная модель контура циркуляции метанола в программном продукте «МиР ПиА Процесс+».

Во всех расчетах был использован одинаковый химический состав газа, поступающего на установку, представленный в таблице 3.3.7.

Таблица 3.3.7. Химический состав исходного газа.

Вещество	% мол.
Метан	95,00
Этан	3,00
Пропан	0,80
Изобутан	0,20
Бутан	0,30
Пентан	0,28
Диоксид углерода	0,40
Азот	0,00
Вода	0,02

Для обеспечения корректности сравнения часть параметров работы установки принята одинаковой как для программного продукта «МиР ПиА Процесс+», так и для его аналогов.

Кроме того, были зафиксированы следующие параметры режима работы циркуляционного контура:

расход исходного газа

100000 кг/ч

температура исходного газа	20,0 °С
давление исходного газа	12,0 МПа
давление в сепараторе С-1	12,0 МПа
начальный расход раствора метанола на подмес	120 кг/ч
температура раствора метанола на выходе Т-1	10 °С
температура газа на выходе Т-2	-15 °С
давление газа в сепараторе С-2	3,0 МПа
давление на выходе из клапана А-2	0,6 МПа
температура насыщенного метанола на выходе Т-3	85 °С
число теоретических тарелок в колонне К-1	3
номер тарелки ввода раствора метанола в К-1	2
давление верха колонны К-1	1 атм
давление низа колонны К-1	1 атм
температура на выходе конденсатора Т-4	50,0 °С
расход орошения в К-1	100 кг/ч
температура на выходе из ребойлера С-4	160,0 °С
температура раствора метанола на выходе Т-5	40 °С

Результаты моделирования, полученные с помощью программного продукта «МиР ПиА Процесс+» и его аналогов, представлены в таблице 3.3.8. Из рассмотрения данных таблицы 3.3.8 видно очень хорошее согласование между результатами моделирования с использованием всех трех программных продуктов.

Таблица 3.3.8. Сравнение результатов моделирования контура циркуляции метанола, полученных с помощью различных программных продуктов.

Параметр	Ед. изм.	МиР ПиА	HYSYS	Отклонение	PRO/II	Отклонение
Тепловая нагрузка теплообменника Т-1	МВт	2,190	2,142	2,2 %	–	–
Температура сухого газа на выходе из Т-1	°С	7,1	7,6	-0,5 °С	–	–
Расход насыщенного метанола из С-2	кг/ч	144	142	1,4 %	–	–
Содержание метанола в жидкости из С-2	% масс.	57,36	57,22	0,14 %	–	–
Тепловая нагрузка теплообменника Т-3	МВт	0,0042	0,0042	0,0 %	–	–
Температура верха колонны К-1	°С	73,0	73,1	-0,1 °С	–	–
Температура низа колонны К-1	°С	98,5	99,8	-1,3 °С	–	–
Расход дистиллята с колонны К-1	кг/ч	92,0	92,3	-0,3 %	–	–
Тепловая нагрузка ребойлера С-4	МВт	0,063	0,063	0,0 %	–	–
Содержание метанола в регенерирован. растворе	% масс.	92,69	91,52	1,17 %	–	–

3.4. Переработка нефти

3.4.1. Атмосферная перегонка нефти

Данный раздел может представлять интерес для моделирования установок первичной переработки нефти. Здесь представлены результаты моделирования отбензинивающего и атмосферного блоков установки АВТ.

Модель процесса, созданная в программном продукте «МиР ПиА Процесс», представлена на рисунке 3.4.1. Данная модель включена в состав дистрибутива и сохранена в файле «Атмосферная_перегонка_нефти.ria».

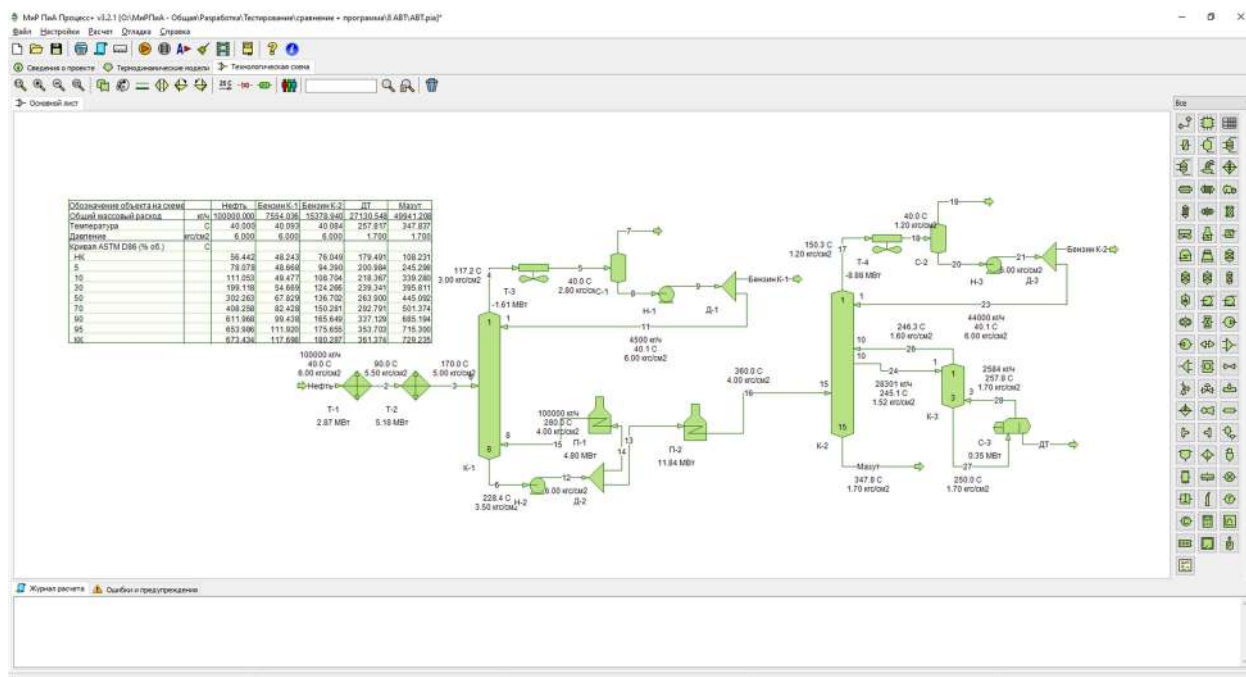


Рис. 3.4.1. Расчетная модель процесса АВТ в программном продукте «МиР ПиА Процесс+».

Для обеспечения корректности сравнения часть параметров работы установки принята одинаковой как для программного продукта «МиР ПиА Процесс+», так и для его аналогов.

Во всех расчетах был использован одинаковый химический состав сырья, поступающего на установку, представленный в таблице 3.1.5.

Плотность нефти равна 826 кг/м³.

Кроме того, были зафиксированы следующие параметры режима работы установки переработки нефти:

расход сырья	100000 кг/ч
температура сырья	40,0 °С
температура сырья после Т-1	90,0 °С
температура на входе в колонну К-1	170,0 °С
давление сырья на входе в колонну К-1	5,0 кгс/см ²
число теоретических тарелок в колонне К-1	8
номер тарелки ввода сырья в колонну К-1	6
давление верха колонны К-1	3,0 кгс/см ²
давление низа колонны К-1	3,5 кгс/см ²
давление в рефлюксной емкости колонны К-1	2,8 кгс/см ²
температура орошения колонны К-1	40,0 °С
расход орошения колонны К-1	4500 кг/ч
расход горячей струи колонны К-1	100000 кг/ч

температура горячей струи колонны К-1	280,0 °С
температура на входе в колонну К-2	360,0 °С
давление сырья на входе в колонну К-2	4,0 кгс/см ²
число теоретических тарелок в колонне К-2	15
номер тарелки ввода сырья в колонну К-2	15
номер тарелки бокового отбора колонны К-2	10
номер тарелки возврата паров из колонны К-3	10
давление верха колонны К-2	1,2 кгс/см ²
давление низа колонны К-2	1,7 кгс/см ²
давление в рефлюксной емкости колонны К-2	1,2 кгс/см ²
температура орошения колонны К-2	40,0 °С
расход орошения колонны К-2	44000 кг/ч
расход бокового отбора колонны К-2	28300 кг/ч
число теоретических тарелок в колонне К-3	3
количество тепла подаваемого в колонну К-3	0,35 МВт

Таблица 3.4.1. Фракционный состав исходной нефти ИТК.

Доля, % масс.	Температура, °С	Доля, % масс.	Температура, °С	Доля, % масс.	Температура, °С
0,0	25	31,6	210	60,7	370
4,4	60	33,2	220	62,6	380
5,5	70	34,9	230	64,5	390
6,9	80	36,5	240	66,3	400
8,4	90	38,2	250	68,1	410
10,4	100	40,1	260	69,9	420
12,4	110	42,0	270	71,6	430
14,2	120	44,0	280	73,3	440
16,3	130	45,9	290	75,0	450
18,4	140	47,8	300	76,6	460
20,4	150	49,8	310	78,2	470
22,4	160	51,7	320	79,8	480
24,4	170	53,7	330	81,3	490
26,4	180	55,6	340	82,8	500
28,1	190	57,3	350	–	–
29,9	200	58,8	360	–	–

Результаты моделирования, полученные с помощью программного продукта «МиР ПиА Процесс» и его аналогов, представлены в таблице 3.4.2. Из рассмотрения данных таблицы 3.4.2 видно хорошее согласование между результатами моделирования с использованием всех трех программных продуктов.

Таблица 3.4.2. Сравнение результатов моделирования установки АТ, полученных с помощью различных программных продуктов.

Параметр	Ед. изм.	МиР ПиА	HYSYS	Откло- нение	PRO/II	Откло- нение
Температура колонны К-1 верха	°С	117,2	120,2	-3,0 °С	117,8	-0,6 °С
Температура колонны К-1 низа	°С	228,4	228,2	0,2 °С	228,3	0,1 °С
Тепловая нагрузка	МВт	2,87	2,91	-1,39 %	2,88	-0,35 %

теплообменника Т-1						
Тепловая нагрузка теплообменника Т-2	МВт	5,18	5,28	-1,93 %	5,2	-0,39 %
Тепловая нагрузка теплообменника Т-3	МВт	1,61	1,77	-9,94 %	1,63	-1,24 %
Тепловая нагрузка печи П-1	МВт	4,8	4,92	-2,50 %	4,82	-0,42 %
Тепловая нагрузка печи П-2	МВт	11,84	11,98	-1,18 %	11,8	0,34 %
Температура верха колонны К-2	°С	150,3	147,7	2,6 °С	150	0,3 °С
Температура низа колонны К-2	°С	347,8	348,2	-0,4 °С	348,6	-0,8 °С
Температура бокового отбора К-2	°С	245,1	238,8	6,3 °С	241,3	3,8 °С
Тепловая нагрузка теплообменника Т-4	МВт	8,88	8,74	1,58 %	8,7	2,03 %
Температура верха колонны К-3	°С	246,3	240,1	6,2 °С	242,6	3,7 °С
Температура низа колонны К-3	°С	250,0	243,7	6,3 °С	246,3	3,7 °С
Расход бензиновой фракции К-1	кг/ч	7554	8303	-9,92 %	7618	-0,85 %
Расход бензиновой фракции К-2	кг/ч	15379	13668	11,13 %	14714	4,32 %
Расход фракции дизельного топлива	кг/ч	27130	27052	0,29 %	27068	0,23 %
Расход мазута	кг/ч	49941	50976	-2,07 %	50598	-1,32 %
Кривая ИТК (% об.) бензиновая фракция К-1						
НК (1%)	°С	25,83	25,75	0,08	25,61	0,22
5	°С	28,85	29,98	-1,13	28,54	0,32
10	°С	32,49	33,30	-0,81	32,13	0,36
30	°С	45,99	48,56	-2,58	47,76	-1,77
50	°С	67,21	70,25	-3,04	67,76	-0,54
70	°С	87,71	90,50	-2,79	88,00	-0,29
90	°С	110,08	114,00	-3,92	111,49	-1,41
95	°С	120,81	124,50	-3,69	122,11	-1,30
КК (98%)	°С	131,72	135,00	-3,28	132,56	-0,84
Кривая ИТК (% об.) бензиновая фракция К-2						
НК (1%)	°С	40,17	43,05	-2,89	39,82	0,34
5	°С	72,39	75,17	-2,78	70,86	1,53
10	°С	88,01	90,10	-2,09	86,75	1,26
30	°С	117,66	117,80	-0,14	116,01	1,65
50	°С	137,94	137,20	0,74	136,25	1,70
70	°С	157,26	154,60	2,66	155,09	2,17
90	°С	177,98	173,30	4,68	175,23	2,75
95	°С	185,29	181,00	4,29	182,64	2,65
КК (98%)	°С	192,97	185,50	7,47	190,11	2,86

Кривая ИТК (% об.) Фракция дизельного топлива						
НК (1%)	°С	145,76	145,00	0,76	144,53	1,22
5	°С	186,23	181,20	5,03	182,40	3,83
10	°С	198,91	192,50	6,41	195,19	3,72
30	°С	235,61	228,50	7,11	231,57	4,04
50	°С	270,60	264,30	6,30	267,11	3,49
70	°С	306,47	299,70	6,77	302,70	3,76
90	°С	352,58	343,00	9,58	346,71	5,87
95	°С	371,06	360,60	10,46	365,05	6,01
КК (98%)	°С	387,24	375,80	11,44	379,73	7,51
Кривая ИТК (% об.) Фракция мазут						
НК (1%)	°С	170,89	175,60	-4,71	170,91	-0,02
5	°С	278,73	281,00	-2,27	278,81	-0,08
10	°С	326,42	327,10	-0,69	326,47	-0,06
30	°С	401,11	404,10	-3,00	405,55	-4,45
50	°С	462,21	459,20	3,01	460,93	1,28
70	°С	524,18	522,40	1,78	523,73	0,46
90	°С	659,13	629,90	29,23	656,43	2,70
95	°С	712,98	685,90	27,08	709,20	3,78
КК (98%)	°С	752,50	746,00	6,50	755,44	-2,94
Кривая ASTM D86 (% об.) бензиновая фракция К-1						
НК (1%)	°С	48,24	49,60	-1,36	48,46	-0,21
5	°С	48,67	50,12	-1,45	49,05	-0,38
10	°С	49,48	51,14	-1,66	49,78	-0,30
30	°С	54,67	57,29	-2,62	56,15	-1,48
50	°С	67,83	70,81	-2,98	68,36	-0,53
70	°С	82,43	85,20	-2,77	82,75	-0,32
90	°С	99,44	103,30	-3,86	100,89	-1,45
95	°С	111,92	111,50	0,42	108,33	3,59
КК (98%)	°С	117,70	122,20	-4,50	115,67	2,03
Кривая ASTM D86 (% об.) бензиновая фракция К-2						
НК (1%)	°С	76,05	77,29	-1,24	70,90	5,15
5	°С	94,39	101,80	-7,41	95,03	-0,64
10	°С	108,70	110,10	-1,40	107,38	1,32
30	°С	124,27	124,30	-0,03	122,66	1,60
50	°С	136,70	136,00	0,70	135,06	1,64
70	°С	150,28	147,90	2,38	148,24	2,04
90	°С	165,65	161,30	4,35	163,03	2,61
95	°С	175,66	168,20	7,46	168,99	6,66
КК (98%)	°С	180,29	173,00	7,29	175,00	5,28
Кривая ASTM D86 (% об.) Фракция дизельного топлива						
НК (1%)	°С	179,49	177,00	2,49	172,71	6,78
5	°С	200,98	205,40	-4,42	204,19	-3,21
10	°С	218,37	212,20	6,17	214,82	3,55

30	°C	239,34	232,70	6,64	235,54	3,81
50	°C	263,90	257,90	6,00	260,57	3,33
70	°C	292,79	286,40	6,39	289,20	3,59
90	°C	337,13	327,10	10,03	330,87	6,25
95	°C	353,70	341,10	12,60	341,81	11,89
КК (98%)	°C	361,37	350,40	10,97	350,57	10,81
Кривая ASTM D86 (% об.)						
Фракция мазут						
НК (1%)	°C	108,23	218,70	-110,47	70,72	37,51
5	°C	245,30	304,40	-59,10	256,86	-11,56
10	°C	339,28	339,90	-0,62	339,09	0,19
30	°C	395,81	399,00	-3,19	400,31	-4,50
50	°C	445,09	442,30	2,79	443,89	1,20
70	°C	501,37	500,10	1,27	501,08	0,29
90	°C	685,19	607,30	77,89	680,87	4,32
95	°C	715,30	631,20	84,10	701,06	14,24
КК (98%)	°C	729,24	654,80	74,44	718,75	10,48

3.4.2. Стабилизация дизельного топлива

Данный раздел может представлять интерес для моделирования различных установок переработки подготовки нефти. Здесь представлены результаты моделирования стабилизации дизельного топлива, например, прошедшего процесс гидроочистки.

Модель процесса, созданная в программном продукте «МиР ПиА Процесс+», представлена на рисунке 3.4.2. Данная модель включена в состав дистрибутива и сохранена в файле «Стабилизация дизельного топлива.ria».

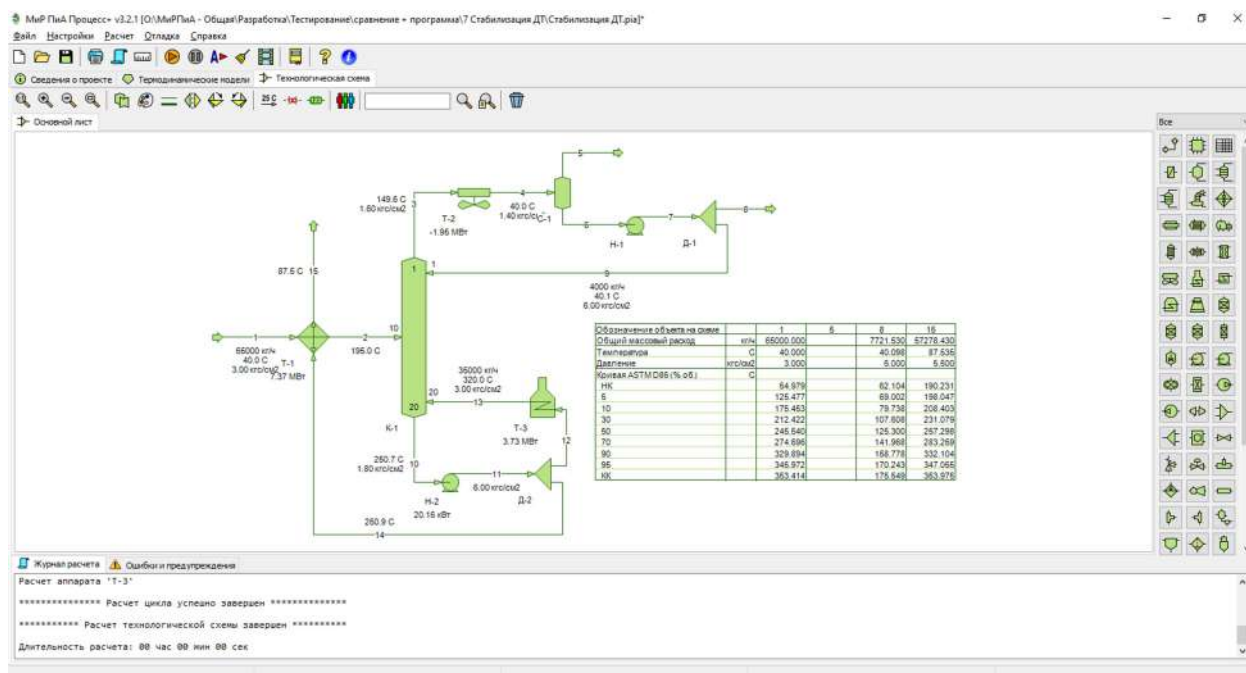


Рис. 3.4.2. Расчетная модель процесса стабилизации дизельного топлива в программном продукте «МиР ПиА Процесс+».

Для обеспечения корректности сравнения часть параметров работы установки принята одинаковой как для программного продукта «МиР ПиА Процесс+», так и для его аналогов.

Во всех расчетах был использован одинаковый химический состав сырья, поступающего на установку, представленный в таблице 3.4.2.

Таблица 3.4.2. Фракционный состав нестабильного дизельного топлива ИТК.

Доля, % об.	Температура, °C	Доля, % об.	Температура, °C	Доля, % об.	Температура, °C
0,00	15,00	4,11	102,00	39,71	228,00
0,70	41,00	5,67	118,00	54,16	260,00
0,88	51,00	7,39	134,00	71,92	291,00
1,38	61,00	9,30	150,00	83,90	324,00
1,98	71,00	13,59	166,00	93,71	356,00
2,61	81,00	18,88	182,00	97,69	371,00
3,27	91,00	25,82	198,00	—	—

Плотность дизельного топлива равна 720 кг/м³.

Кроме того, были зафиксированы следующие параметры режима работы установки стабилизации дизельного топлива:

расход сырья 65000 кг/ч
 температура сырья 40,0 °C

температура на входе в колонну	195,0 °С
давление сырья	3,0 кгс/см ²
число теоретических тарелок в колонне	20
номер тарелки ввода сырья	10
давление верха колонны	1,6 кгс/см ²
давление низа колонны	1,8 кгс/см ²
давление в рефлюксной емкости	1,4 кгс/см ²
температура на выходе из конденсатора	40,0 °С
расход орошения	4000 кг/ч
расход горячей струи	35000 кг/ч
температура на выходе из печи	320,0 °С

Результаты моделирования, полученные с помощью программного продукта «МиР ПиА Процесс+» и его аналогов, представлены в таблице 3.4.3. Из рассмотрения данных таблицы 3.4.3 видно хорошее согласование между результатами моделирования с использованием всех трех программных продуктов.

Таблица 3.4.3. Сравнение результатов моделирования процесса стабилизации дизельного топлива, полученных с помощью различных программных продуктов.

Параметр	Ед. изм.	МиР ПиА	HYSYS	Откло- нение	PRO/II	Откло- нение
Температура верха колонны К-1	°С	149,6	151,0	-1,4 °С	150,4	-0,8 °С
Температура низа колонны К-1	°С	250,7	250,1	0,6 °С	250,1	-0,6 °С
Тепловая нагрузка теплообменника Т-1	МВт	7,37	7,57	-2,7 %	7,35	0,27 %
Тепловая нагрузка теплообменника Т-2	МВт	1,95	2,01	-3,1 %	1,94	0,51 %
Тепловая нагрузка теплообменника Т-3	МВт	3,73	3,83	-2,7 %	3,67	1,6 %
Расход бензиновой фракции	кг/ч	7722	7743	-0,3 %	7635	1,12 %
Расход фракции дизельного топлива	кг/ч	57278	57257	0,04 %	57365	-0,15 %
Кривая ИТК (% об.) бензиновая фракция						
НК (1%)	°С	21,250	21,850	-0,600 °С	18,789	2,464 °С
5	°С	36,191	43,330	-7,139 °С	37,780	-1,589 °С
10	°С	54,261	60,280	-6,019 °С	59,252	-4,991 °С
30	°С	99,260	99,660	-0,400 °С	98,721	0,539 °С
50	°С	126,165	126,500	-0,335 °С	125,164	1,001 °С
70	°С	149,012	150,300	-1,288 °С	149,212	-0,200 °С
90	°С	171,187	171,000	0,187 °С	171,817	-0,630 °С
95	°С	180,960	182,600	-1,640 °С	181,064	-0,104 °С
КК (98%)	°С	189,978	190,100	-0,122 °С	189,439	0,539 °С
Кривая ИТК (% об.) Фракция дизельного топлива						
НК (1%)	°С	154,369	159,000	-4,631 °С	153,618	0,751 °С
5	°С	174,267	174,900	-0,633 °С	173,6200	0,647 °С
10	°С	187,984	188,500	-0,516 °С	187,450	0,534 °С

30	°C	226,801	226,900	-0,099 °C	226,513	0,289 °C
50	°C	263,667	264,100	-0,433 °C	263,566	0,101 °C
70	°C	296,525	296,000	0,525 °C	295,944	0,581 °C
90	°C	346,139	347,600	-1,461 °C	347,583	-1,444 °C
95	°C	362,211	363,200	-0,989 °C	363,317	-1,106 °C
КК (98%)	°C	375,342	373,300	2,042 °C	375,874	-0,532 °C
Кривая ASTM D86 (% об.) бензиновая фракция						
НК (1%)	°C	62,104	60,180	1,924 °C	56,356	5,748 °C
5	°C	69,002	74,590	-5,588 °C	69,241	-0,239 °C
10	°C	79,738	84,870	-5,132 °C	83,808	-4,070 °C
30	°C	107,608	108,000	-0,392 °C	107,016	0,592 °C
50	°C	125,3	125,700	-0,400 °C	124,330	0,970 °C
70	°C	141,968	143,200	-1,232 °C	142,072	-0,104 °C
90	°C	158,778	158,300	0,478 °C	159,316	-0,538 °C
95	°C	170,243	168,000	2,243 °C	166,327	3,916 °C
КК (98%)	°C	175,549	174,600	0,949 °C	172,677	2,872 °C
Кривая ASTM D86 (% об.) Фракция дизельного топлива						
НК (1%)	°C	190,231	192,700	-2,469 °C	187,039	3,192 °C
5	°C	198,047	201,500	-3,453 °C	199,396	-1,349 °C
10	°C	208,403	208,900	-0,497 °C	207,940	0,463 °C
30	°C	231,079	231,200	-0,121 °C	230,816	0,263 °C
50	°C	257,298	257,600	-0,302 °C	257,202	0,096 °C
70	°C	283,259	283,000	0,259 °C	282,702	0,557 °C
90	°C	332,104	334,200	-2,096 °C	334,204	-2,100 °C
95	°C	347,055	347,200	-0,145 °C	344,186	2,869 °C
КК (98%)	°C	353,975	353,900	0,075 °C	352,152	1,823 °C

3.5. Работа с воздухом.

3.5.1. Ректификация воздуха

Данный раздел может представлять интерес при моделировании установок газоразделения, в том числе для получения азота. Здесь представлены результаты моделирования процесса ректификации воздуха, сырьем которого является атмосферный воздух. Моделирование проводилось с помощью уравнения состояния Пенга-Робинсона. Получение чистого аргона в данной установке не предусмотрено.

Модель процесса, созданная в программном продукте «МиР ПиА Процесс+», представлена на рисунке 3.5.1. Данная модель включена в состав дистрибутива и сохранена в файле «Ректификация_воздуха.ria».

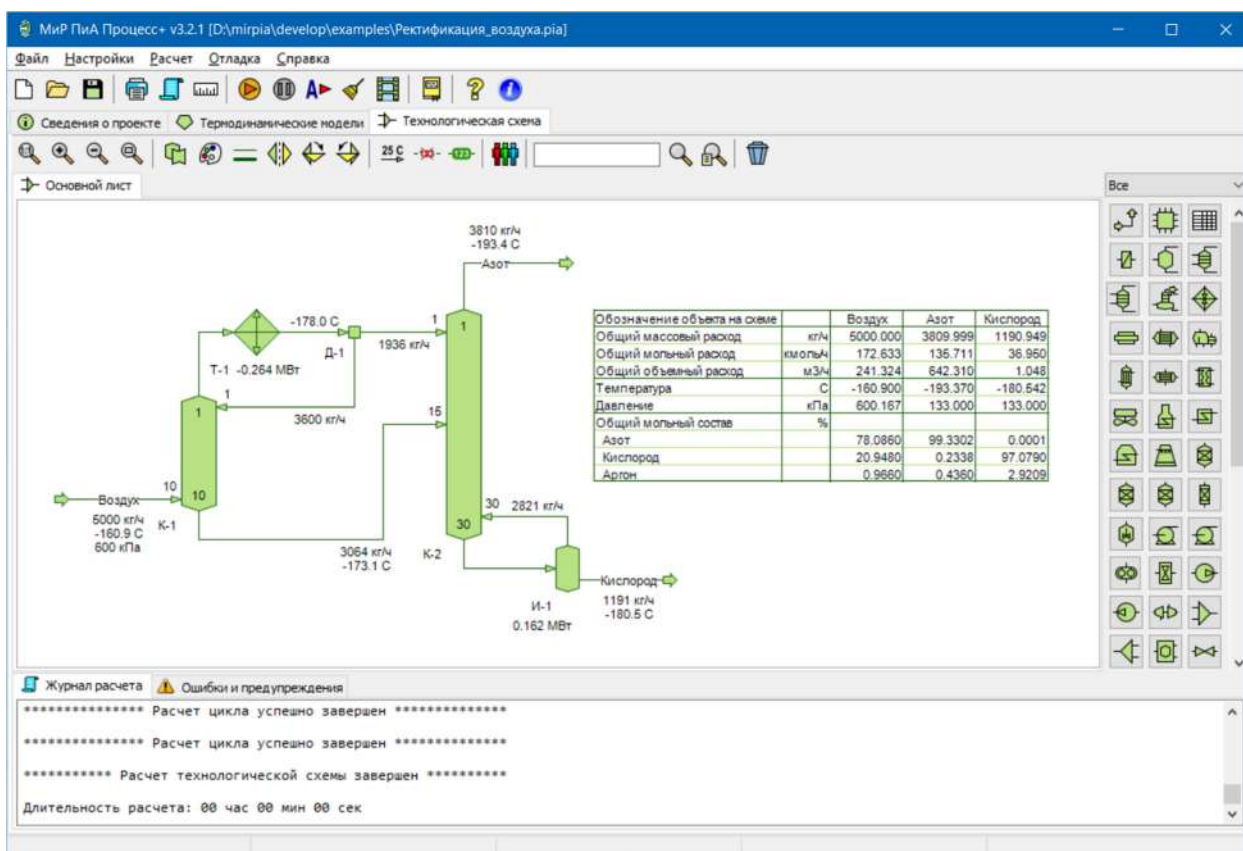


Рис. 3.5.1. Расчетная модель процесса ректификации воздуха в программном продукте «МиР ПиА Процесс+».

Для обеспечения корректности сравнения часть параметров работы установки принята одинаковой как для программного продукта «МиР ПиА Процесс+», так и для его аналогов.

Во всех расчетах был использован одинаковый химический состав сырья, поступающего на установку, представленный в таблице 3.5.1. Для упрощения компоненты с малым содержанием включены в состав аргона.

Таблица 3.5.1. Химический состав сырья установки ректификации воздуха.

Вещество	% мол.
Азот	78,086
Кислород	20,948
Аргон	0,966

Кроме того, были зафиксированы следующие параметры режима работы установки ректификации воздуха:

расход сырья	5000 кг/ч
температура сырья	-160,9 °С
давление сырья	600 кПа
число теоретических тарелок в колонне К-1	10
номер тарелки ввода сырья в К-1	10
давление верха колонны К-1	596 кПа
давление низа колонны К-1	596 кПа
температура на выходе из конденсатора	-178,0 °С
расход орошения К-1	3600 кг/ч
число теоретических тарелок в колонне К-2	30
номер тарелки ввода сырья в К-2	15
давление верха колонны К-2	133 кПа
давление низа колонны К-2	133 кПа
тепловая нагрузка ребойлера	0,162 МВт.

Результаты моделирования, полученные с помощью программного продукта «МиР ПиА Процесс+» и его аналогов, представлены в таблице 3.5.2. Из рассмотрения данных таблицы 3.5.2 видно очень хорошее согласование между результатами моделирования с использованием всех трех программных продуктов.

Таблица 3.5.2. Сравнение результатов моделирования установки ректификации воздуха, полученных с помощью различных программных продуктов.

Параметр	Ед. изм.	МиР ПиА	HYSYS	Откло- нение	PRO/II	Откло- нение
Температура верха колонны К-1	°С	-176,8	–	–	-176,8	0,0 °С
Температура низа колонны К-1	°С	-173,1	–	–	-173,1	0,0 °С
Тепловая нагрузка конденсатора Т-1	МВт	0,264	–	–	0,264	0,0 %
Расход орошения колонны К-2	кг/ч	1936	–	–	1935	0,0 %
Температура верха колонны К-2	°С	-193,4	–	–	-193,4	0,0 °С
Температура низа колонны К-2	°С	-180,6	–	–	-180,6	0,0 °С
Расход горячей струи в куб колонны К-2	кг/ч	2821	–	–	2823	0,0 %
Расход чистого азота из колонны К-2	кг/ч	3810	–	–	3808	0,0 %
Расход чистого кислорода из колонны К-2	кг/ч	1191	–	–	1192	-0,5 %
Содержание азота в верхнем продукте К-2	% мол.	99,330	–	–	99,416	-0,27 %
Содержание пропана в нижнем продукте К-2	% мол.	97,079	–	–	97,039	0,46 %

Заключение

Анализируя представленный в данном обзоре материал, можно сделать вывод о том, что российская программа «МиР ПиА Процесс+» является полноценным научно-техническим продуктом, позволяющим решать самые различные задачи в области математического моделирования технологических процессов.

Следует еще раз отметить, что все расчеты были получены с использованием стандартных моделей состояния и свойств, имеющихся в программном продукте «МиР ПиА Процесс+», без использования каких-либо «подгоняющих» коэффициентов.

Анализ точности моделирования свойств чистых химических веществ свидетельствует о хорошем совпадении результатов расчетов со справочными данными. С учетом того факта, что в базе химических веществ также проводится сравнение экспериментальными данными, можно сделать вывод о корректном моделировании свойств химических веществ.

При рассмотрении результатов моделирования фракционного состава нефтей и нефтепродуктов также можно сделать вывод о том, что программный продукт «МиР ПиА Процесс+» обеспечивает проведение различных расчетов с разгонками. Здесь совпадение между результатами моделирования, полученными с помощью различных программных продуктов, может быть несколько ниже, так как каждый из них использует собственную реализацию корреляционных зависимостей для параметров псевдокомпонентов. Наименьшее совпадение между всеми программными продуктами наблюдаются в области очень высоких температур, где каждый из них проводит свою собственную экстраполяцию кривой кипения, подтвердить корректность которой для него не представляется возможным.

Анализ двухкомпонентных X-Y диаграмм свидетельствует о корректности моделирования фазовых равновесий программным продуктом «МиР ПиА Процесс+». Имеющиеся определенные расхождения с экспериментальными данными наблюдаются и в других продуктах и связаны с самими математическими моделями. Так, например, классическое уравнение Пенга-Робинсона использует только один параметр бинарного взаимодействия, который базируется на экспериментальных данных, что далеко не всегда обеспечивает возможность точного моделирования во всем диапазоне термодинамических условий.

Корректность расчетов фазовых равновесий также подтверждается результатами сравнительного анализа моделирования как двухфазных, так и трехфазных сепараторов, где имеется отличное согласование как расходов получаемых фаз, так и их химических составов.

Ключевым моментом при анализе результатов моделирования колонных аппаратов является отличное совпадение результатов моделирования с зарубежными аналогами, наблюдаемое при расчетах смесей из определенных химических веществ (не псевдокомпонентов). Это свидетельствует о том, что использованные методики и алгоритмы расчета колонного аппарата как такового являются корректными. Как отмечалось выше, при работе с разгонками это совпадение может быть несколько ниже из-за возможных различий в используемых корреляционных зависимостях для свойств псевдокомпонентов.

Все сказанное про аппараты колонного типа может быть в равной мере применено и к другим абстрактным аппаратам: простой теплообменник, компрессор, детандер, клапан и т.д. точность их расчетов определяется выбранным термодинамическим пакетом и его настройками.

Применительно к результатам моделирования кожухотрубчатых теплообменников можно сделать вывод о том, что использованные в «МиР ПиА Процесс+» отечественные методики расчета в основном дают несколько более низкие значения коэффициентов теплопередачи и тепловой нагрузки по сравнению с зарубежными.

Все сказанное можно отнести и к другим типам теплообменников.

Продемонстрированные в данном обзоре возможности и точность моделирования широкого круга технологических процессов также свидетельствуют о том, что программный продукт «МиР ПиА Процесс+» может быть использован для решения множества задач, стоящих перед специалистами-технологами.

В заключение следует отметить, что представленный в этом обзоре материал является далеко не исчерпывающим, особенно в связи с быстрыми темпами развития программного продукта «МиР ПиА Процесс+».

СПИСОК ЛИТЕРАТУРЫ

1. Варгафтик Н.Б. Справочных по теплофизическим свойствам газов и жидкостей. – М.: Наука, 1972. – 720 с.
2. Коган В.Б., Фридман В.М., Кафаров В.В. Равновесие между жидкостью и паром. Кн.1. – М.-Л.: Наука, 1966. – 644 с.
3. Людмирская Г.С., Барсукова Т.А., Богомольный А.М. Равновесие жидкость – пар: Справочник. – Л.: Химия, 1987. – 336 с.
4. Кириллин В.А., Сычев В.В., Шейндлин А.Е. Техническая термодинамика. – М.: Энергия, 1974. – 448 с.
5. Михеев М.А., Михеева И.М. Основы теплопередачи. – М.: Энергия, 1977. – 344 с.
6. Павлов К.Ф., Романков П.Г., Носков А.А. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии. – Л.: Химия, 1987. – 576 с.
7. Шарихин В.В., Ентус Н.Р., Коновалов А.А., Скороход А.А. Трубчатые печи нефтегазопереработки и нефтехимии. – М.: 2000.
8. Катц Д.Л. и др. Руководство по добыче, транспорту и переработке природного газа. – М.: Недра, 1965. – 674 с.
9. Кэррол Дж. Гидраты природного газа: Справочное пособие. – М.: Премиум инжиниринг : Technopress, 2007. – 289 с.