

Пример технологической разработки выполненной для производства аммиака АМ-600 2012 г.

Общая характеристика производства аммиака

Технологическая схема действующего производства аммиака

1. Технические решения по модернизации агрегатов синтеза аммиака. Варианты реконструкции.
 - 1.1. Вариант работы агрегатов синтеза аммиака СА-1,2,3 без установки дополнительного оборудования
 - 1.1.1. Результаты расчетов и основные показатели работы агрегатов подготовки газа ПСГ- 1,2,3 и агрегатов синтеза аммиака СА-1,2,3
 - 1.2. Модернизация агрегатов синтеза аммиака с установкой дополнительного оборудования в агрегате синтеза СА-2
 - 1.2.1. Установка в агрегате СА-2 дополнительного оборудования, в том числе колонны синтеза из агрегата АМ-600, теплообменного и вспомогательного оборудования
 - 1.2.2. Установка в агрегате СА-2 колонны синтеза из агрегата АМ-80, дополнительного теплообменного и вспомогательного оборудования
 - 1.3. Модернизация агрегатов синтеза с установкой нового агрегата СА-4
 - 1.4. Выбор варианта модернизации агрегатов синтеза аммиака
2. Дополнительные мероприятия по модернизации агрегата подготовки газа псг-2
 - 2.1. Компрессия воздуха
 - 2.2 Реконструкция конвекционной зоны печи риформинга Н – 101/2
 - 2.3. Реконструкция реактора вторичного риформинга R – 101
 - 2.4. Установка дополнительных котлов Е-122, Е-123
 - 2.5. Установка разгонки газового конденсата
 - 2.6. Реконструкция стадии очистки конвертированного газа от диоксида углерода с внедрением МДЭА
 - 2.7. Замена сепаратора Д-115
 - 2.8. Подогрев воздуха на горелки трубчатой печи Н-101
3. Результаты работы и выводы
 - 3.1. Результаты работы
 - 3.2. Выводы

Общая характеристика производства аммиака:

Производство аммиака состоит из трех агрегатов аммиака АМ-600 - агрегаты №1, №2 и №3 - введены в эксплуатацию в 1973 году.

Проектная мощность каждого агрегата по товарному аммиаку – 600 тонн в сутки (200000 тонн в год).

Технологическая схема действующего производства аммиака состоит из следующих основных стадий:

- Очистка природного газа от сернистых соединений;
- Двухступенчатая конверсия природного газа под давлением 3,0 МПа:
 - 1 ступень – паровая конверсия углеводородов паром на никелевом катализаторе в трубчатой печи;
 - 2 ступень – парокислородная доконверсия углеводородов паром и воздухом на никелевом катализаторе в шахтном конверторе;
- Двухступенчатая каталитическая конверсия оксида углерода на среднетемпературном и низкотемпературном катализаторах;
- Моноэтаноламиновая очистка конвертированного газа от диоксида углерода (МЭА-очистка);
- Очистка конвертированного газа от остаточного содержания оксида и диоксида углерода на катализаторе в метанаторе;
- Компримирование азотоводородной смеси (АВС) до давления 34,3 МПа (350 кгс/см²) по проекту и подача АВС в цикл синтеза на всас циркуляционных компрессоров. Компрессоры азотоводородной смеси, установленные по первой и второй очереди строительства, работают по коллекторной схеме на 3 агрегата синтеза;
- Синтез аммиака на железном катализаторе при температуре 450-550°С и давлении до 34,3 МПа (350 кгс/см²) по проекту.

В настоящее время в производстве аммиака находятся в работе:

- отделения подготовки синтез-газа: агрегаты № 1 и 3 (ПСГ-1 и ПСГ-3);
- три агрегата синтеза аммиака СА-1, СА-2, СА-3;
- отделение турбокомпрессоров технологического воздуха;
- отделения газовой компрессии и поршневой компрессии синтез-газа.

Отделение подготовки синтез-газа агрегата №2 (ПСГ-2) было аварийно остановлено в октябре 1996 г. и до настоящего времени находится в неработоспособном состоянии.

В период эксплуатации в агрегатах производства аммиака внедрены следующие мероприятия:

- установка разгонки газового конденсата на оборудовании агрегата АМ-80. Получены положительные результаты по степени отпарки аммиака из газового конденсата при работе агрегатов №1 и №3;
- на всех агрегатах установлены радиальные насадки колонн синтеза. При работе 2-х агрегатов № 1 и №3 и 3-х агрегатов синтеза СА-1, СА-2, СА-3 достигнуто

снижение давления процесса до 230 кгс/см² и снижение сопротивления цикла синтеза;

- существующие компрессоры воздуха подвергнуты реконструкции с целью увеличения производительности за счет увеличения числа оборотов на 8% (решение завода-изготовителя);
- произведена замена реакционных труб в печах первичного риформинга на тонкостенные трубы с увеличением объема катализатора и нагрузки по газу (в агрегатах № 1 и №3);
- установлены дополнительные пучки змеевиков в БТА (блок теплоиспользующей аппаратуры) с изменением их обвязки в агрегатах № 1 и №3;
- перевод системы контроля и управления на РСУ в агрегате №3;
- внедрена схема работы агрегатов без компрессора природного газа;
- установлен промдесорбер в агрегате №3. Установка промдесорбера обеспечивает очистку углекислоты от горючих до содержания не более 0,5% об. в соответствии с ДСТУ-4817 2007г., улучшает работу регенератора за счёт снижения степени карбонизации насыщенного раствора МЭА, а также позволяет снизить расход тепла на регенерацию раствора.

Внедрение мероприятий на агрегатах подготовки синтез-газа №1 и 3 и сохранением в работе 3-х агрегатов синтеза позволило достичь следующих показателей:

- переработку на каждом агрегате до 18700 нм³/час природного газа. Дальнейшее повышение нагрузки по природному газу лимитируется наличием технологического воздуха и производительностью циркуляционных компрессоров агрегатов синтеза;
- снизить давление в цикле синтеза до 230 кгс/см²;
- достичь расходных показателей:
 - по природному газу - 1059 ÷ 1089 нм³/т;
 - по электроэнергии – 622 кВтч/т (данные за август 2011 года при работе без компрессора природного газа).

Объём технического переоснащения предусматривает внедрение на агрегате №2 технических мероприятий, направленных на восстановление его работоспособности с использованием существующего основного технологического оборудования, а также внедрение мероприятий по модернизации его отдельных стадий и технологических узлов с целью стабилизации работы агрегата и улучшение эксплуатационных показателей.

Для реализации поставленных задач выполнена оценка фактической работы агрегатов аммиака № 1 и № 3, проведено обследование и анализ их работы в период 26-30 сентября 2011 г.

На основании результатов обследования разработана расчётная математическая модель производства аммиака АМ-600 и модули расчёта основного оборудования. Расчёты материально-тепловых балансов агрегатов, выполненные с использованием разработанных моделей показали приемлемые результаты в сравнении с данными обследования и были приняты за основу для расчётов по

агрегату подготовки газа ПСГ-2 при внедрении мероприятий по его восстановлению и модернизации.

Для модернизации агрегата подготовки газа ПСГ-2 предложены мероприятия, проверенные на агрегате ПСГ-3, а также на агрегатах других площадок.

Учитывая, что агрегаты синтеза СА-1,2,3 работают по коллекторной схеме, выполнена оптимизация их совместной работы с определением параметров и режимов работы.

С целью снижения давления в синтезе оценочно рассмотрен вариант установки в агрегате синтеза СА-3 дополнительной колонны синтеза.

По всем вариантам реконструкции агрегата ПСГ-2 и оптимизации работы агрегатов ПСГ-1,2,3 при совместной работе и агрегатов синтеза определены эксплуатационные показатели в объеме расхода природного газа и выработки аммиака. Рассмотрены варианты переработки в каждом агрегате 18600÷18700 нм³/час природного газа на технологию и вариант переработки в каждом агрегате 19000 нм³/час природного газа.

Рассмотрены следующие варианты модернизации агрегатов синтеза аммиака:

- вариант с установкой дополнительного оборудования в агрегате СА-2 и дополнительной колонны синтеза из закупленного агрегата АМ-600 и вариант с заменой колонны синтеза в существующем агрегате на колонну синтеза из аммиака АМ-80, которая имеется на предприятии;

- вариант установки нового агрегата синтеза СА-4 с использованием закупленного оборудования агрегата синтеза АМ-600.

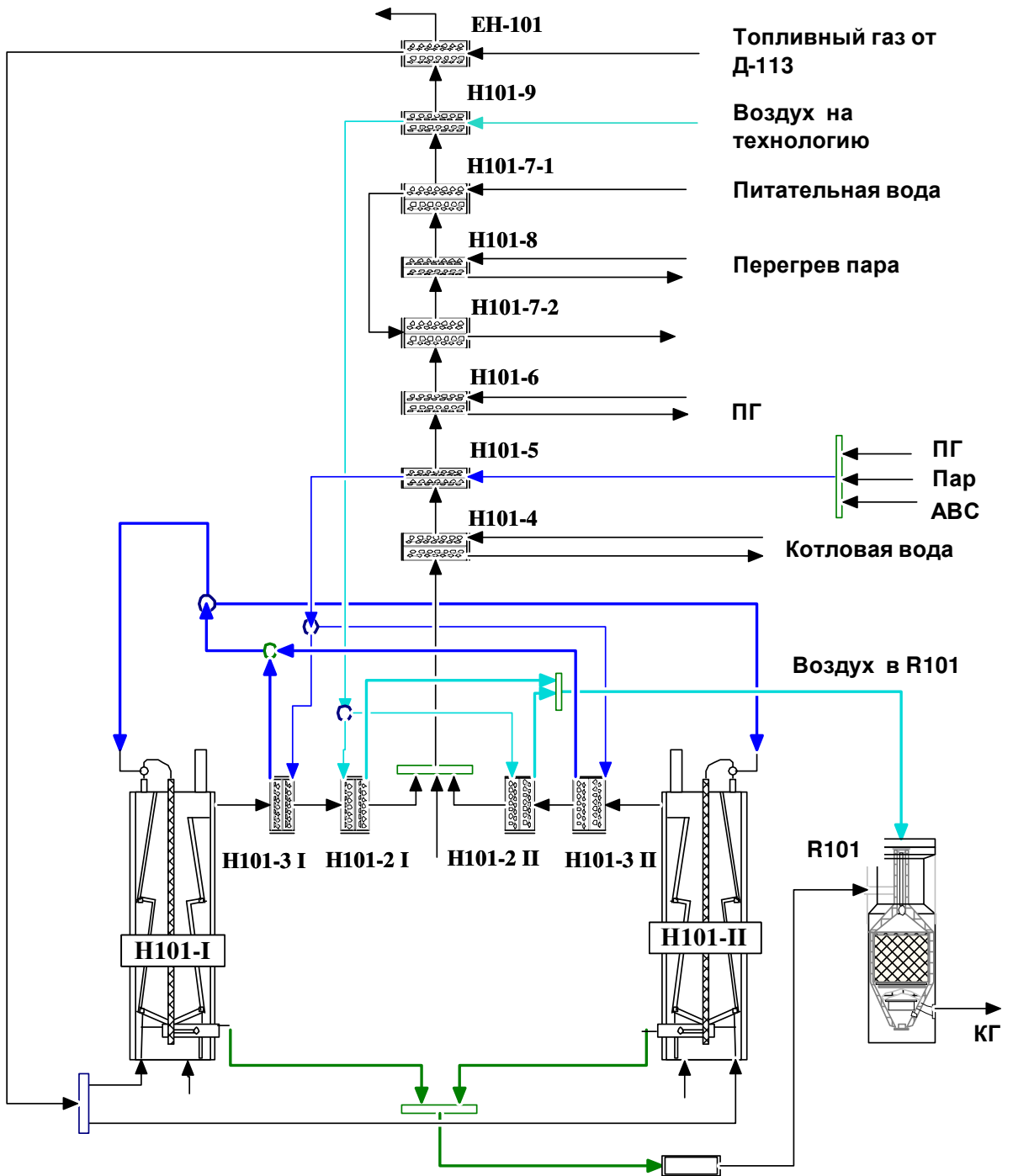
Для всех вариантов модернизации агрегатов синтеза проработана возможность размещения дополнительного оборудования на свободных площадях цеха А-2.

Выполнен расчёт пропускной способности существующих трубопроводов с определением возможности их использования или необходимость замены, с учётом изменённых условий работы.

Нагрузка по природному газу в расчётах материально-тепловых балансов по всем вариантам модернизации принята на уровне фактической в настоящее время в агрегатах ПСГ-1,3 (18600÷18700 нм³/час).

При совместной работе агрегатов ПСГ-1,2,3 и агрегатов синтеза по всем вариантам модернизации определены эксплуатационные показатели в объеме расхода природного газа и выработки аммиака.

Расчетная схема трубчатой печи и БТА агрегата ПСГ 3



1. ТЕХНИЧЕСКИЕ РЕШЕНИЯ ПО МОДЕРНИЗАЦИИ АГРЕГАТОВ СИНТЕЗА АММИАКА. ВАРИАНТЫ РЕКОНСТРУКЦИИ АГРЕГАТОВ СИНТЕЗА

Наращивание мощности производства аммиака на агрегате АМ-600 при работе 3-х агрегатов конверсии возможно осуществить путём работы агрегатов синтеза на повышенных нагрузках и давлении на уровне 300 ата без установки дополнительного оборудования, а также при пониженном давлении синтеза на уровне 245 ата с установкой дополнительного оборудования в одном из существующих агрегатов синтеза, либо строительство нового агрегата синтеза – СА-4 с использованием закупленного оборудования синтеза агрегата АМ-600.

В объёме данных технических решений рассмотрены следующие варианты работы агрегатов синтеза производства аммиака:

- без установки дополнительного оборудования в агрегатах синтеза;
- с установкой дополнительного оборудования в агрегатах синтеза

По всем вариантам выполнены расчёты материально-тепловых балансов схем при совместной работе агрегатов подготовки газа ПСГ-1,2,3 и агрегатов синтеза с учётом конструкции аппаратов агрегатов синтеза.

1.1. Вариант работы агрегатов синтеза аммиака СА-1,2,3 без установки дополнительного оборудования

При включении в работу агрегата подготовки газа ПСГ-2 увеличивается нагрузка по азотоводородной смеси на агрегаты синтеза и, соответственно, возрастает циркуляция газа в агрегатах синтеза. В этих условиях при повышенных нагрузках по АВС и 2-х работающих в каждом агрегате синтеза циркуляционных компрессорах работа агрегатов синтеза возможна при давлении процесса синтеза на уровне 300 ата и без установки дополнительного оборудования в агрегатах синтеза.

Расчёты материально-тепловых балансов схем при совместной работе агрегатов подготовки газа ПСГ-1,2,3 и агрегатов синтеза СА-1,2,3 выполнены при давлении синтеза 300 ата без установки в синтезе дополнительного оборудования.

Результаты расчётов приведены в сравнительных таблицах по подготовке газа и агрегатам синтеза (таблицы 1.1.1, 1.1.2).

1.1.1. Результаты расчетов и основные показатели работы агрегатов подготовки газа ПСГ- 1,2,3 и агрегатов синтеза аммиака СА-1,2,3

Агрегаты подготовки газа ПСГ- 1,2,3

Таблица 1.1.1

№ п/п	Наименование параметра	Ед. изм	Результаты расчета		
			ПСГ- 1	ПСГ- 2	ПСГ- 3
1	Природный газ на технологию				
	Расход ПГ	нм ³ /ч	18600	18600	18700
	CO ₂	% об.	0	0	0
	N ₂		1,1362	1,1362	1,1362
	CH ₄		97,4623	97,4623	97,4623
	C ₂ H ₆		1,0123	1,0123	1,0123
	C ₃ H ₈		0,2751	0,2751	0,2751

№ п/п	Наименование параметра	Ед. изм	Результаты расчета		
			ПСГ- 1	ПСГ- 2	ПСГ- 3
	C ₄ H ₁₀		0,0962	0,0962	0,0962
	C ₅ H ₁₂		0,0179	0,0179	0,0179
2	Природный газ на топливо				
	Расход ПГ	нм ³ /ч	9600	9600	9700
3	Расход АВС на гидрирование	нм ³ /ч	500	500	500
4	Расход пара в ПГ перед Н101	т/ч	55,5	55,5	56,5
5	ПГС на входе в трубчатую печь Н101				
	Расход.	нм ³ /ч	88152	88152	89496
	Температура	°С	437	437	458
	Давление	кг/см ²	33,9	33,9	33,9
	N ₂	% об	0,381	0,381	0,376
	H ₂		0,42	0,42	0,413
	Ar		0,002	0,002	0,002
	CO ₂		0	0	0
	CH ₄		20,555	20,555	20,356
	C ₂ H ₆		0,213	0,213	0,211
	C ₃ H ₈		0,058	0,058	0,057
	C ₄ H ₁₀		0,02	0,02	0,02
	C ₅ H ₁₂		0,004	0,004	0,004
	H ₂ O		78,334	78,334	78,547
6	Конвертированный газ на выходе из реакционных труб Н101				
	Расход влажн. конвертированного газа	нм ³ /ч	114376	114797	116273
	Температура	°С	786	791	799
	Давление	кг/см ²	27,0	27,0	27,0
	N ₂	% об	0,513	0,506	0,506
	Ar		0,003	0,002	0,002
	H ₂		70,881	71,161	71,177
	CO		9,518	9,751	9,641
	CO ₂		10,685	10,579	10,667
	CH ₄		8,40	8,0	8,01
	Расход сухого газа	нм ³ /ч	65547	66175	66575,0
7	Воздух в R101	нм ³ /ч	26400	26300	26250
8	Паровоздушная смесь в R101				
	Расход ПВС	нм ³ /ч	26400	26300	26250
	Температура	°С	458	458	431
	Давление	кг/см ²	29,7	29,7	29,7
	O ₂	% об.	21,0	21,0	21,0
	N ₂		77,95	77,95	77,95
	Ar		1,05	1,05	1,05
9	Конвертированный газ на выходе из R101				

№ п/п	Наименование параметра	Ед. изм	Результаты расчета			
			ПСГ- 1	ПСГ- 2	ПСГ- 3	
	Расход влажн. конвертированного газа	нм ³ /ч	145724	148456	146884	
	Температура	°С	1007	998	943	
	Состав сухого газа					
		N ₂	% об.	22,833	22,72	22,642
		Ar		0,304	0,303	0,302
		H ₂		56,395	56,533	56,535
		CO		11,941	12,476	11,531
CO ₂		8,244	7,881	8,561		
CH ₄		0,284	0,11	0,43		
10	Газ на входе в R102A					
	Расход	нм ³ /ч	151945	155299	147382	
	Температура	°С	340	335	352	
	Давление	кг/см ²	27	27	27	
11	Газ на выходе из R102A					
	Расход влажн. газа	нм ³ /ч	151945	155299	147382	
	Температура	°С	406,5	404	415,5	
	Давление	кг/см ²	26,5	26,7	26,7	
	Состав сухого газа					
		N ₂	% об.	20,744	20,542	20,731
		Ar		0,277	0,274	0,276
		H ₂		60,385	60,70	60,204
CO			1,698	1,69	2,119	
CO ₂		16,64	16,694	16,277		
CH ₄		0,26	0,096	0,392		
	Расход сухого газа	нм ³ /ч	100827	101429	100326	
12	Газ на входе в R102 B					
	Расход	нм ³ /ч	175585	163759	155967,0	
	Температура	°С	210	201	205	
13	Газ на выходе из R102 B					
	Расход влажн. газа	нм ³ /ч	175585	163759	155967	
	Температура	°С	220	212	219	
	Давление	кг/см ²	25,4	25,6	25,6	
	Состав сухого газа					
		N ₂	% об.	20,419	20,222	20,327
		Ar		0,272	0,27	0,271
		H ₂		61,0	61,312	60,978
CO			0,107	0,11	0,131	
CO ₂		17,944	17,991	17,907		
CH ₄		0,254	0,095	0,385		
	Расход сухого газа	нм ³ /ч	102429	103033	102318	
14	Газ на входе в абсорбер T101					
	Расход	нм ³ /ч	102669	103275	102560	
	Температура	°С	50	50	50	
	Давление	кг/см ²	25	25	25	

№ п/п	Наименование параметра	Ед. изм	Результаты расчета			
			ПСГ- 1	ПСГ- 2	ПСГ- 3	
15	Очищенный газ из абсорбера Т101					
	Расход (после Д114)	нм ³ /ч	84146	84520	84049	
	Температура	°С	51	51	51	
	Давление	кг/см ²	24,8	24,8	24,8	
	Состав сухого газа	N ₂	% об.	24,86	24,652	24,75
		Ar		0,33	0,329	0,33
		H ₂		74,263	74,74	74,22
		CO		0,13	0,134	0,159
		CO ₂		0,009	0,003	0,044
		CH ₄		0,31	0,12	0,468
16	Газ на входе в метанатор R103					
	Расход	нм ³ /ч	84146	84520	84049	
	Температура	°С	272	291	290	
	Давление	кг/см ²	24,6	24,6	24,6	
17	Газ на выходе из R103					
	Расход влажн. газа	нм ³ /ч	83780	84291	83708	
	Температура	°С	283	310	310	
	Давление	кг/см ²	24	24,3	24	
	Состав сухого газа	N ₂	% об.	25,048	24,76	24,916
		Ar		0,334	0,33	0,332
		H ₂		74,088	74,658	74,076
		CO		-	-	-
		CO ₂		-	-	-
		CH ₄		0,53	0,251	0,676
18	АВС на всас компрессоров С201					
	Расход	нм ³ /ч	83662 (без учёта потерь)	84151 (без учёта потерь)	83679 (без учёта потерь)	
	Температура	°С	30	30	30	
	Давление	кг/см ²	23,8	24,0	24,0	
	Состав сухого газа	N ₂	% об.	25,048	24,76	24,916
		Ar		0,334	0,33	0,332
		H ₂		74,088	74,658	74,076
		CH ₄		0,53	0,251	0,676

Агрегаты синтеза аммиака СА- 1, 2,3

Таблица 1.1.2

№ п/п	Наименование параметра	Ед. изм	Результаты расчета		
			СА-1	СА-2	СА-3
1	АВС на синтез				
	Расход АВС на синтез	нм ³ /ч	79863	79863	79863
	Температура	°С	5	5	5

	Давление	кг/см ²	277	277	277	
	Состав	N ₂	% об.	24,906	24,906	24,906
		Ar		0,332	0,332	0,332
		H ₂		74,276	74,276	74,276
		CH ₄		0,486	0,486	0,486
2	Циркуляционный газ на смешение со свежей АВС					
	Расход	нм ³ /ч	214000	214500	215000	
	Температура	°С	12	12	12,5	
	Давление	кг/см ²	277	277	277	
	Состав	N ₂	% об.	20,68	22,47	21,57
		Ar		5,76	6,28	6,46
		H ₂		56,89	55,03	54,83
		CH ₄		8,91	8,28	8,39
		NH ₃		7,75	7,94	8,75
3.	Производительность циркуляционных компрессоров (2 ЦЦК)					
	Расход	м ³ /ч	1203	1202	1203	
4	Газ на входе в КС R201					
	Расход	нм ³ /ч	286032	286934	285793	
	Температура	°С	161,5	160,8	161,3	
	Давление	кг/см ²	300	300	300	
	Состав на входе в R201	N ₂	% об.	22,41	23,71	23,17
		Ar		4,4	4,78	4,95
		H ₂		63,25	61,75	61,94
		CH ₄		6,81	6,32	6,45
		NH ₃		3,15	3,43	3,49
Характеристика работы колонны синтеза R201 по слоям: Первый слой.						
	Расход в том числе:	нм ³ /ч	286032	286934	285793	
	- основной ход	нм ³ /ч	93712,0	100604	98233	
	- байпас на 1 слой	нм ³ /ч	115030,0	108900	119210	
	- байпас на межсл.т/о	нм ³ /ч	77290,0	77430	68340	
	Температура	°С				
	вход		358	362	355	
	выход		512,5	512	515	
	состав выход	N ₂	% об.	19,58	21,03	20,34
		Ar		4,85	5,27	5,47
		H ₂		54,36	52,76	52,66
		CH ₄		7,5	6,97	7,13
		NH ₃		13,71	13,97	14,4
второй слой:						
	Температура	°С				
	вход		405	405	415	
	выход		471,6	473,3	474	
	состав выход	N ₂	% об.	18,22	19,7	19,06
		Ar		5,07	5,51	5,71
		H ₂		50,07	48,29	48,43
		CH ₄		7,84	7,29	7,44
		NH ₃		18,81	19,21	19,05
5	Газ на выходе из КС R201					

	Расход	нм ³ /ч	248319	248964,0	247919
	Температура	°С	384	385	386,6
6	Перепад давления в колонне синтеза	ата	6,55	6,86	6,53
7	Газ постоянной продувки после Д202				
	Расход	нм ³ /ч	4033	3417	3289
8	Танковые газы после Д203				
	Расход	нм ³ /ч	1066	1178	1287
	Состав	N ₂ % об.	9,71	7,57	9,49
		Ar	2,87	3,91	3,91
		H ₂	29,1	28,85	26,1
		CH ₄	6,5	7,86	7,63
		NH ₃	51,83	51,81	52,87
9	Жидкий аммиак из Д202				
	Расход	кг/ч	22920	23457	22272
10	Жидкий аммиак из Д201				
	Расход	кг/ч	5796	5495	6744
11	Жидкий аммиак из Д203				
	Расход	кг/ч	28014	28197	28155
	Температура	°С	21	21	22
	Давление	кг/см ²	18,0	18,0	18
	Состав	N ₂ %масс	0,04	0,011	0,021
		Ar	0,01	0,016	0,017
		H ₂	0,004	0,004	0,003
		CH ₄	0,002	0,03	0,029
		NH ₃	99,941	99,938	99,93

Таким образом, расчётная производительность 3-х агрегатов синтеза по аммиаку составляет:

- Агрегат синтеза СА-1 – 28,014 т/час;
- Агрегат синтеза СА-2 – 28,197т/час;
- Агрегат синтеза СА-3 – 28,155 т/час.

Суммарная производительность по аммиаку составит: 84,366 т/час.

Суммарный расход природного газа на производство аммиака составляет:

- на технологию – 55900 нм³/час (по 18600 нм³/час на ПСГ-1,2 и 18700 нм³/час на ПСГ-3),
- на топливо - 28900 нм³/час (по 9600 нм³/час на ПСГ-1,2 и 9700 нм³/час на ПСГ-3),
- всего - 84800 нм³/час.

Расход природного газа на 1 т аммиака составит: **1005,1 нм³/т.**

1.2. Модернизация агрегатов синтеза аммиака с установкой дополнительного оборудования в агрегате синтеза СА-2

При разработке технических решений по модернизации рассмотрен вариант установки дополнительной колонны синтеза аммиака и дополнительного теплообменного и вспомогательного оборудования в одном из агрегатов синтеза аммиака с целью переработки всей азотоводородной смеси после восстановления и пуска в эксплуатацию агрегата подготовки газа ПСГ-2 при пониженном давлении синтеза на уровне 240 ÷ 245 ата с наращиванием мощности производства аммиака.

Учитывая возможность размещения дополнительного оборудования в агрегатах синтеза аммиака на генплане, для проработки варианта реконструкции с установкой дополнительного оборудования принят агрегат синтеза СА-2.

По данным вариантам модернизации ориентировочные расчёты материально-тепловых балансов для агрегатов синтеза СА-1 и СА-3 выполнены применительно к агрегату СА-3, поскольку параметры работы и производительность агрегатов находятся на одном уровне.

Расчёты материально-тепловых балансов схемы с учётом конструкции оборудования по данному варианту модернизации показали, что при условии работы 3-х агрегатов подготовки газа ПСГ-1,2,3 в агрегате СА-2 увеличиваются тепловые нагрузки на теплообменное оборудование в 1,6÷1,8 раза, нагрузки на оборудование для выделения аммиака в 1,6÷2,0 раза.

Результаты расчёта оборудования приведены в таблице 1.5.

Исходя из результатов расчёта, приведенных в сопоставительной таблице 1.5, видно, что работа агрегатов синтеза на пониженном давлении на уровне 240 ÷ 245 ата по данному варианту модернизации возможна только при установке дополнительного оборудования, в том числе и циркуляционных компрессоров или замене существующего оборудования.

1.2.1 Установка в агрегате СА-2 дополнительного оборудования, в том числе колонны синтеза из агрегата АМ-600, теплообменного и вспомогательного оборудования

По данному варианту модернизации агрегатов синтеза аммиака предлагается установить дополнительную колонну из агрегата АМ-600, а также дополнительное теплообменное и вспомогательное оборудование, в том числе и циркуляционные компрессоры.

При разработке технических решений по данному варианту принято, что вновь устанавливаемая дополнительная колонна будет реконструирована аналогично существующей, и нагрузка по газу между колоннами распределена равномерно. Колонна устанавливается параллельно существующей.

Установка в агрегате СА-2 дополнительной колонны синтеза и перераспределение нагрузки по азотоводородной смеси между агрегатами СА-1,2,3 позволяет переработать 18600÷18700 нм³/час природного газа при давлении в синтезе на уровне 240 ата.

Проработаны принципиальные технологические схемы с установкой дополнительной колонны синтеза и выполнены расчёты материальных балансов. Расчётная схема агрегата СА-2 по данному варианту приведена на рис. 1.

В результате выполненных расчётов материально-тепловых балансов схем (давление синтеза 240 ата) получены следующие показатели:

- Расчётная производительность агрегатов синтеза по аммиаку:
 - Агрегат синтеза СА-1 – 21,246 т/час;
 - Агрегат синтеза СА-2 – 42,405 т/час;
 - Агрегат синтеза СА-3 – 21,246 т/час.
- Суммарная производительность по аммиаку составит: ~ 84,9 т/час.
- Суммарный расход природного газа на производство аммиака составляет:
 - на технологию – 55900 нм³/час (по 18600 нм³/час на ПСГ-1,2 и 18700 нм³/час на ПСГ-3),
 - на топливо - 28900 нм³/час (по 9600 нм³/час на ПСГ-1,2 и 9700 нм³/час на ПСГ-3),
 - всего - 84800 нм³/час.
- Расход природного газа на 1 т аммиака составит: **998,9 нм³/т.**

1.2.2 Установка в агрегате СА-2 колонны синтеза из агрегата АМ-80, дополнительного теплообменного и вспомогательного оборудования

По данному варианту модернизации агрегатов синтеза аммиака предлагается вместо существующей колонны синтеза установить колонну из агрегата АМ-80, а также дополнительное теплообменное и вспомогательное оборудование, в том числе и циркуляционные компрессоры.

Проработаны принципиальные технологические схемы с установкой вместо существующей колонны синтеза колонну из агрегата АМ-80 и выполнены расчёты материальных балансов. Расчётная схема агрегата СА-2 по данному варианту приведена на рис. 2.

В расчётах принято, что вновь устанавливаемая колонна будет реконструирована аналогично существующей с заменой насадки на радиальную, давление синтеза 240 ата.

В результате выполненных расчётов материально-тепловых балансов схем получены следующие показатели:

- Расчётная производительность агрегатов синтеза по аммиаку:
 - Агрегат синтеза СА-1 – 21,246 т/час;
 - Агрегат синтеза СА-2 – 42,78 т/час;
 - Агрегат синтеза СА-3 – 21,246 т/час.

Суммарная производительность по аммиаку составит: ~ 85,272 т/час.

Суммарный расход природного газа на производство аммиака составляет:

- на технологию – 55900 нм³/час (по 18600 нм³/час на ПСГ-1,2 и 18700 нм³/час на ПСГ-3),

- на топливо - 28900 нм³/час (по 9600 нм³/час на ПСГ-1,2 и 9700 нм³/час на ПСГ-3),
 - всего - 84800 нм³/час.
- Расход природного газа на 1 т аммиака составит: **994,5 нм³/т.**

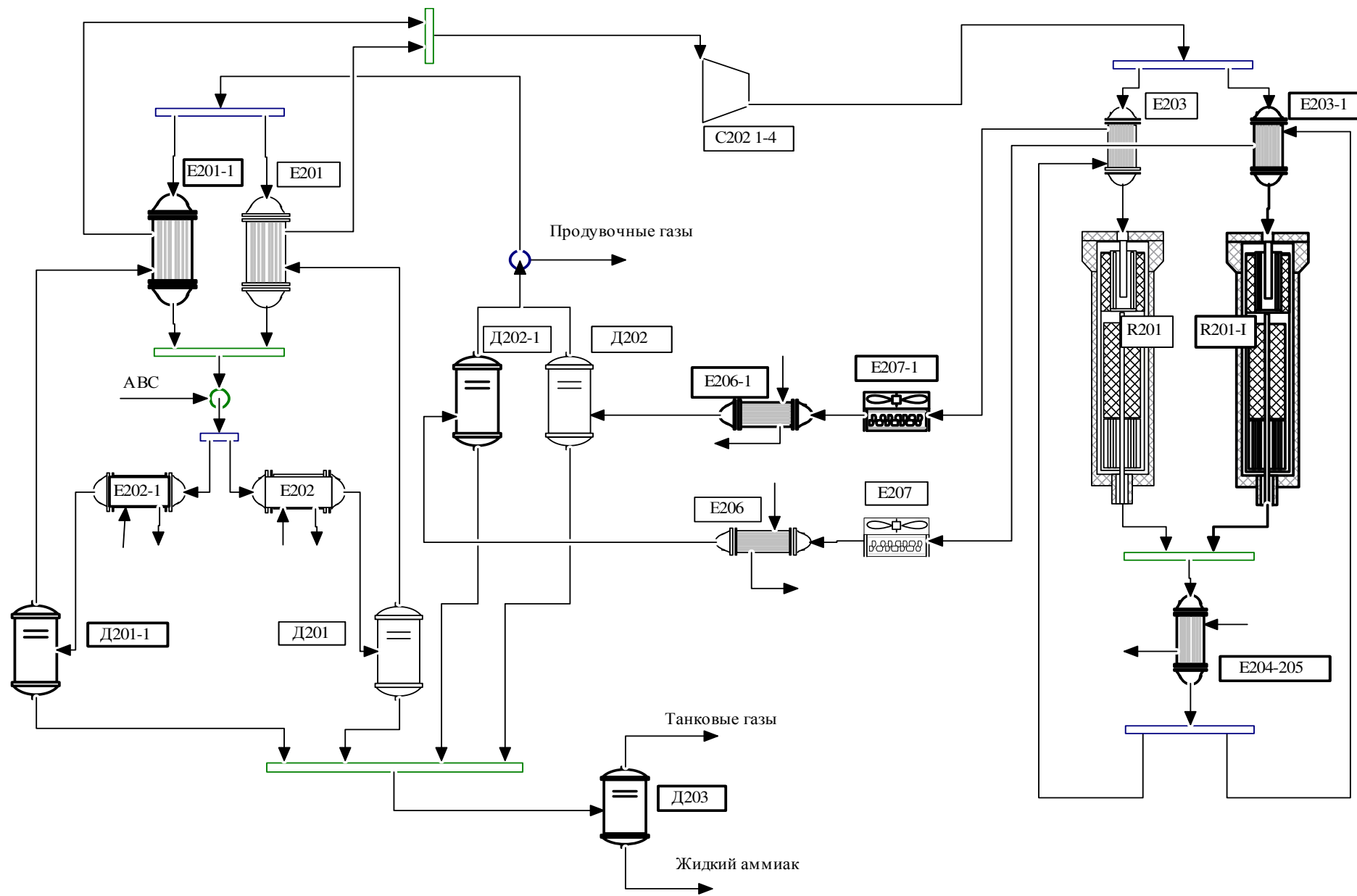


Рис. 1. Расчетная схема агрегата СА-2 с дополнительным оборудованием АМ-600

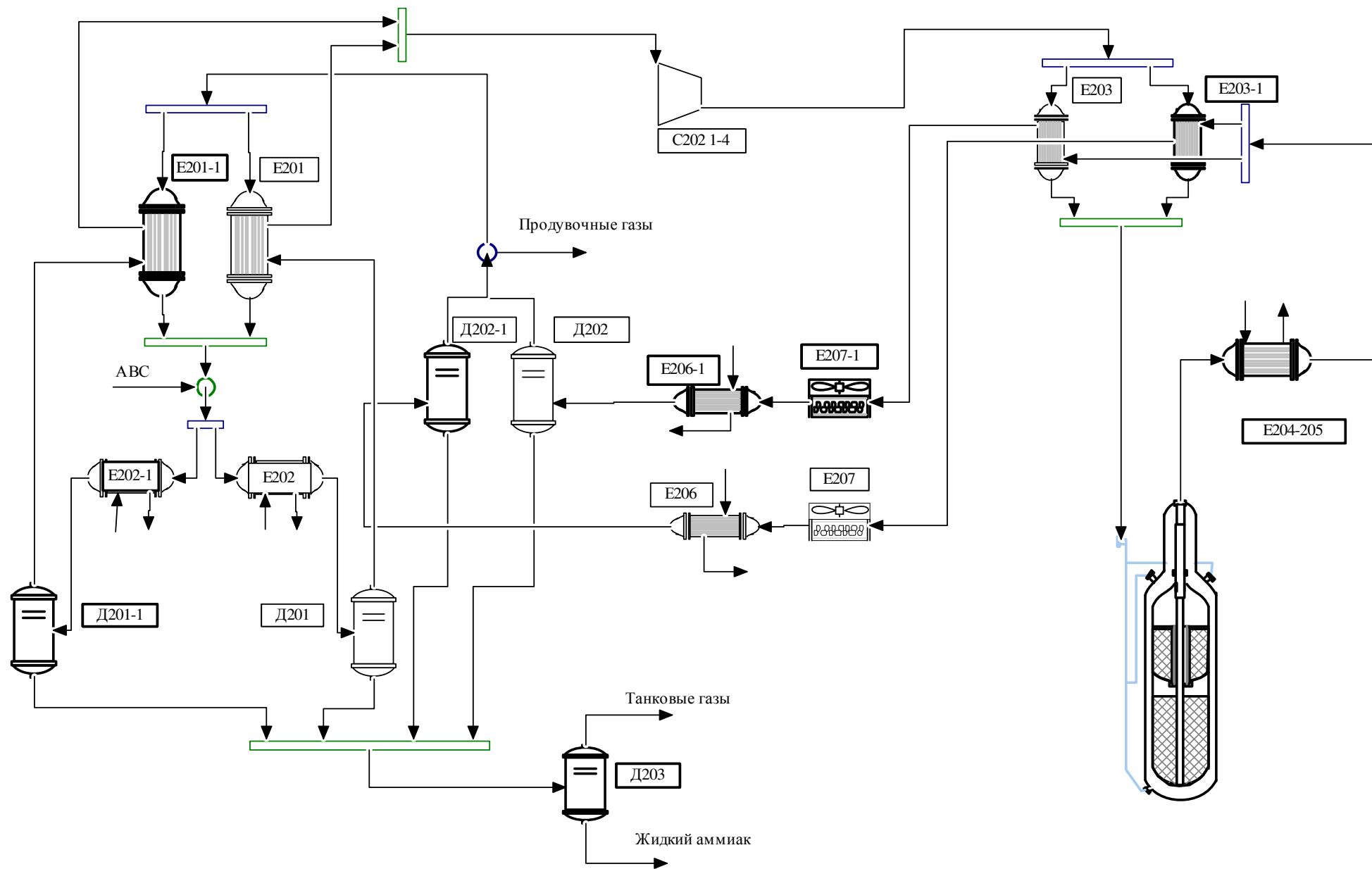


Рис. 2 . Расчетная схема агрегата СА-2 с дополнительным оборудованием АМ-600 и колонной синтеза АМ-80

1.3. Модернизация агрегатов синтеза с установкой нового агрегата СА-4

В составе технических решений проработан также вариант установки отдельно стоящего нового агрегата СА-4 с оборудованием из агрегата АМ-600..

Агрегат СА-4 должен быть укомплектован всем оборудованием аналогично существующим агрегатам синтеза.

По данному варианту принято, что вновь устанавливаемая колонна будет реконструирована аналогично существующей с заменой насадки на радиальную, давление синтеза 240 ата

По данному варианту модернизации ориентировочные расчёты материально-тепловых балансов выполнены применительно к агрегату – СА-3. Результаты расчётов приняты также и для агрегатов СА-1, СА-2, СА-4, поскольку параметры их работы и производительность находятся на одном уровне.

В результате выполненных расчётов материально-тепловых балансов схем получены следующие показатели:

- Расчётная производительность агрегатов синтеза по аммиаку:

- Агрегат синтеза СА-1 – 21,246 т/час;
- Агрегат синтеза СА-2 – 21,246 т/час;
- Агрегат синтеза СА-3 – 21,246 т/час;
- Агрегат синтеза СА-4 – 21,246 т/час.

Суммарная производительность по аммиаку составит: 84,984 т/час.

- Суммарный расход природного газа на производство аммиака составляет:

- на технологию – 55900 нм³/час (по 18600 нм³/час на ПСГ-1,2 и 18700 нм³/час на ПСГ-3),
- на топливо - 28900 нм³/час (по 9600 нм³/час на ПСГ-1,2 и 9700 нм³/час на ПСГ-3),
- всего - 84800 нм³/час.

- Расход природного газа на 1 т аммиака составит: **997,8 нм³/т.**

1.4. Выбор варианта модернизации агрегатов синтеза аммиака

Рассмотренные варианты модернизации по эксплуатационным показателям находятся на одном уровне и могут быть рекомендованы для внедрения.

Предварительные проработки вариантов размещения нового агрегата СА-4 и дополнительного оборудования показали принципиальную возможность реализации этих вариантов.

Для реконструкции агрегата СА-2 с установкой дополнительного оборудования рекомендуется вариант с установкой колонны синтеза из агрегата аммиака АМ-80, поскольку для размещения второй колонны синтеза из агрегата АМ – 600 отсутствуют свободные площади в существующем агрегате СА-2.

Кроме того, наличие в агрегате одной колонны синтеза упрощает эксплуатацию агрегата, уменьшает количество узлов контроля и регулирования. Кроме того, производительность колонны АМ-80 в действующих крупных агрегатах аммиака достигает 1600 ÷ 1700 т/сут., следовательно, при установке колонны АМ-80 в агрегате АМ-600 есть резерв для наращивания мощности агрегата.

Для окончательного выбора варианта модернизации необходимо выполнить технико-экономическую оценку с определением стоимости реконструкции.

Параметры работы основного оборудования по вариантам реконструкции в сравнении с проектными и фактическими приведены в таблице 1.5.

Сопоставительная таблица
расчётных параметров работы агрегатов синтеза
по вариантам реконструкции

таблица 1.5

№ п/п	Наименование параметров, характеристика и режимы работы основного оборудования агрегатов	По проекту при работе 3-х агрегатов конверсии и 3-х агрегатов синтеза	Фактический режим при работе 2-х агрегатов конверсии и 3-х агрегатов синтеза (по обследованию по агрегату СА-3)	Реконструкция агрегатов синтеза		
				Установка агрегата СА-4 (всего 4 агрегата синтеза) при работе 3-х агрегатов конверсии	Установка в агрегате СА-2 дополнительной колонны синтеза АМ-600 и дополнительного оборудования при работе 3-х агрегатов конверсии и 3-х агрегатов синтеза	Установка в агрегате СА-2 колонны синтеза АМ-80 и дополнительного оборудования при работе 3-х агрегатов конверсии и 3-х агрегатов синтеза
1	Давление синтеза, ата	320	230	240	240	240
2	Азотоводородная смесь на синтез, нм ³ /час	68000 на каждый агрегат	53121 на агрегат СА-3	59550 на каждый агрегат	119100 на агрегат СА-2 и по 59550 на 1 и 3 агрегат	119100 на агрегат СА-2 и по 59550 на 1 и 3 агрегат
3	Расход циркуляционного газа, нм ³ /час: - на входе в колонну синтеза - на выходе из колонны синтеза Производительность циркуляционных компрессоров (по условиям всаса), м ³ /час	261924 228904 1032 (2 раб.)	234566 209161 1189 (2 раб.)	243406 214963 1200 (2 раб.)	на 2 колонны 476781 на 1 колонну 238392 из 1 колонны 209941 из 2-х колонн 419888 2363 (4 раб.)	476840 419467 2318 (4 раб.)

4	Циркуляционный газ после сепаратора Д-202, нм ³ /час	202082	191276	193253	377890	376861
5	Продувочный газ, нм ³ /час	1282	2176	2253	4890	3861
6	Циркуляционный газ после продувки, нм ³ /час	200800	189100	191000	373000	373000
7	Жидкий аммиак из сепараторов, т/час: - Д-202 - Д-201	20,265 5,233	13,554 5,804	16,315 5,42	31,803 11,611	32,286 11,57
8	Производительность одного агрегата по аммиаку (из Д-203), т/час:	25,213	18,93	21,246	42,405	42,78
9	Рекуперационный теплообменник Е-201 Поверхность теплообмена: 184,765 м ²	Тепловая нагрузка, Гкал/час 2,12 Температурный режим, °С: Трубное пространство 30 → 8,93 Межтрубное пространство -1,66 ← 16,3	Тепловая нагрузка, Гкал/час 1,791 Температурный режим, °С: Трубное пространство 29,5 → 13,6 Межтрубное пространство 18,5 ← 3,96	Тепловая нагрузка, Гкал/час 1,831 Температурный режим, °С: Трубное пространство 30,2 → 13,4 Межтрубное пространство 18,5 ← 3,36	Тепловая нагрузка, Гкал/час 3,47 Температурный режим, °С: Трубное пространство 31,0 → 15,39 Межтрубное пространство 17,8 ← 3,7 Поверхность теплообмена дополнительная: 184,765 м ²	Тепловая нагрузка, Гкал/час 3,419 Температурный режим, °С: Трубное пространство 30,9 → 15,3 Межтрубное пространство 17,7 ← 3,7 Поверхность теплообмена дополнительная: 184,765 м ²
10	Рекуперационный теплообменник Е-203 Поверхность теплообмена: 950 м ²	Тепловая нагрузка, Гкал/час 12,731	Тепловая нагрузка, Гкал/час 11,843 Температурный	Тепловая нагрузка, Гкал/час 12,137 Температурный	Тепловая нагрузка, Гкал/час осн. 11,115 дополн. 11,115 Σ 22,23	Тепловая нагрузка, Гкал/час осн. 11,286 дополн. 11,286 Σ 22,572

		Температурный режим, °С: Трубное пространство 23,8 → 171,3 Межтрубное пространство 75,7 ← 190	режим, °С: Трубное пространство 22 → 171 Межтрубное пространство 69 ← 204,9	режим, °С: Трубное пространство 22,8 → 171,2 Межтрубное пространство 71,9 ← 205	Температурный режим, °С: Трубное пространство 21,9 → 161,9 Межтрубное пространство 70,8 ← 190 Поверхность теплообмена дополнительная: 950 м ²	Температурный режим, °С: Трубное пространство 20,8 → 161,6 Межтрубное пространство 71 ← 190 Поверхность теплообмена дополнительная: 950 м ²
11	Котёл-утилизатор Е-204/205 Поверхность теплообмена: 304 м ²	Тепловая нагрузка, Гкал/час 15,76 Температурный режим, °С: Трубное пространство 382 → 190	Тепловая нагрузка, Гкал/час 11,08 Температурный режим, °С: Трубное пространство 351 → 205	Тепловая нагрузка, Гкал/час 12,476 Температурный режим, °С: Трубное пространство 362 → 205	Тепловая нагрузка, Гкал/час осн. 12,788 дополн. 12,788 Σ 25,576 Температурный режим, °С: Трубное пространство 362,4 → 190 Поверхность теплообмена дополнительная: 304 м ²	Тепловая нагрузка, Гкал/час осн. 12,88 дополн. 12,88 Σ 25,76 Температурный режим, °С: Трубное пространство 362,7 → 190 Поверхность теплообмена дополнительная: 304 м ²
12	Воздушный холодильник Е-207 Поверхность теплообмена: 2618 м ²	Тепловая нагрузка, Гкал/час 5,36 Температурный режим, °С:	Тепловая нагрузка, Гкал/час 4,89 Температурный режим, °С: Трубное	Тепловая нагрузка, Гкал/час 5,15 Температурный режим, °С: Трубное	Тепловая нагрузка, Гкал/час осн. 5,03 дополн. 5,03 Σ 10,06 Температурный режим, °С:	Тепловая нагрузка, Гкал/час осн. 5,027 дополн. 5,027 Σ 10,054 Температурный режим, °С:

		Трубное пространство 75,74 → 44	пространство 69 → 41,8	пространство 71,9 → 44,5	Трубное пространство 70,85 → 42,56 Поверхность теплообмена дополнительная: 2618 м ²	Трубное пространство 71 → 42,4 Поверхность теплообмена дополнительная: 2618 м ²
13	Водяной холодильник Е-206 Поверхность теплообмена: 437 м ²	Тепловая нагрузка, Гкал/час 1,9 Температурный режим, °С: Трубное пространство 44 → 30	Тепловая нагрузка, Гкал/час 1,79 Температурный режим, °С: Трубное пространство 41,8 → 29,5	Тепловая нагрузка, Гкал/час 2,159 Температурный режим, °С: Трубное пространство 44,5 → 30,2	Тепловая нагрузка, Гкал/час 3,356 Температурный режим, °С: Трубное пространство 42,6 → 31,0 Поверхность теплообмена дополнительная: 437 м ²	Тепловая нагрузка, Гкал/час 3,334 Температурный режим, °С: Трубное пространство 42,4 → 30,9 Поверхность теплообмена дополнительная: 437 м ²
	Расход воды, т	105	100	120	200	200
14	Испаритель Е-202 Поверхность теплообмена: 115,2 м ²	Тепловая нагрузка, Гкал/час 0,906 Температурный режим, °С: Трубное пространство 6,1 → -1,66	Тепловая нагрузка, Гкал/час 0,713 Температурный режим, °С: Трубное пространство 9,8 → 3,96	Тепловая нагрузка, Гкал/час 0,69 Температурный режим, °С: Трубное пространство 9,5 → 3,36	Тепловая нагрузка, Гкал/час осн.0,894 дополн. 0,894 Σ 1,788 Температурный режим, °С: Трубное пространство 10,9 → 3,66 Поверхность теплообмена дополнительная: 115,2 м ²	Тепловая нагрузка, Гкал/час осн.0,877 дополн. 0,877 Σ 1,754 Температурный режим, °С: Трубное пространство 10,8 → 3,66 Поверхность теплообмена дополнительная: 115,2 м ²

2. ДОПОЛНИТЕЛЬНЫЕ МЕРОПРИЯТИЯ ПО МОДЕРНИЗАЦИИ АГРЕГАТА ПОДГОТОВКИ ГАЗА ПСГ-2

Для восстановления работы агрегата подготовки газа ПСГ-2 с целью достижения проектной мощности и его устойчивой работы рассмотрены дополнительные технологические мероприятия. При этом восстановление оборудования и его обвязки, демонтированного за время простоя агрегата ПСГ-2 или вышедшее из строя из-за физического износа, осуществляется по планам капитального ремонта и в рассматриваемых мероприятиях не учитывается.

В технических решениях выполнены расчёты материально-тепловых балансов агрегата подготовки газа ПСГ-2 на начало кампании с учётом 23 свежее-загруженных катализаторов в реакторы ПСГ-2.

Рассмотрены следующие дополнительные мероприятия по агрегату подготовки синтез-газа ПСГ-2:

- Установка дополнительного компрессора воздуха;
- Реконструкция конвекционной зоны трубчатой печи Н – 101;
- Реконструкция реактора вторичного риформинга R – 101;
- Установка дополнительных котлов Е – 122, Е – 123;
- Установка разгонки газового конденсата;
- Реконструкция стадии очистки конвертированного газа от диоксида углерода с установкой дополнительного оборудования для получения углекислоты с содержанием горючих не более 0,5% об. В соответствии с ДСТУ – 4817 2007г.;
- Предложение по замене сепаратора Д – 115;
- Подогрев воздуха на горелки трубчатой печи Н – 101.

2.1. Компрессия воздуха

Для гарантированного обеспечения агрегатов аммиака технологическим воздухом были выполнены проработки нескольких вариантов модернизации компрессии, в том числе:

- аммиачное охлаждение воздуха на всасе компрессора;
- установка бустерного компрессора на всасе каждого компрессора;
- межступенчатое охлаждение сжимаемого воздуха захлажденной водой;
- установка нового компрессора малой производительности.

В результате выполненных проработок принято, что наиболее экономически выгодным для реализации является установка нового компрессора Казанского компрессорного завода малой производительности типа АЭРОКОМ АА-100/35 производительностью, равной ~7000 нм³/час. Потребляемая мощность компрессора 1200 кВт, стоимость компрессора 1200000 \$ США.

При этом варианте в летний период в работе будут находиться три компрессора большой производительности и один компрессор малой производительности. Два компрессора будут находиться в резерве.

Установка дополнительного компрессора производительностью ~7000 нм³/час, работающего на общий коллектор, позволит увеличить общий расход воздуха на один агрегат аммиака до ~28000 нм³/час и обеспечит работу агрегатов в летний период и при увеличении нагрузки по природному газу на технологию до ~19000 нм³/час.

Дополнительный компрессор С-102/6 устанавливается на месте центробежного компрессора азота С-101, который демонтируется и переносится в корпус 658 (установка сжижения аммиака с подстанцией).

2.2. Реконструкция конвекционной зоны печи риформинга Н – 101/2

Данным мероприятием предусматривается установка и переобвязка змеевиков аналогично установленным в агрегате №3:

- установка дополнительного змеевика для подогрева топливного газа на сжигание в горелки печи от 10 до 170°C (ЕН – 101/2);
- переобвязка змеевиков подогрева питательной воды с выделением одного ряда труб для перегрева насыщенного пара (Н – 101_в).

Рассмотрен также вариант использования котла Е-122 в качестве пароперегревателя вместо змеевика в трубчатой печи.

2.3. Реконструкция реактора вторичного риформинга R – 101

Для реконструкции реактора вторичного риформинга предусматриваются следующие мероприятия:

- полная замена внутренней футеровки аппарата, которая пришла в негодность, на футеровку из современных материалов.
- замена узла смешения конвертированного газа с воздухом – установка новой горелки;

Данные мероприятия значительно улучшают работу реактора, уменьшат содержание метана в конвертированном газе на выходе из реактора и совместно с мероприятиями по другим отделениям позволят увеличить производительность агрегата.

2.4. Установка дополнительных котлов Е-122, Е-123

Рассмотрена установка дополнительных котлов Е-122, Е-123 и паросборника Д-120 с оптимизацией работы узла охлаждения конвертированного газа с использованием котлов Е-122, Е-123 и увлажнителей Д-105, Д-108 с обеспечением регламентных режимов работы катализаторов конверсии метана и СО (требования поставщиков катализаторов).

Выполненные расчёты технологической схемы подготовки газа показали, что установка котла Е-122 перед реактором конверсии СО R-102А неэффективна, поскольку для обеспечения температуры газа на входе в R-102А на уровне 350°C съём тепла составляет ~2,6 Гкал/час, при этом выработка пара составляет 4,0 т/час, а впрыск конденсата в увлажнитель Д-108 – 0,25 т/час (по расчёту), что увеличивает соотношение пар:газ с 0,6:1 до 0,605:1 (на примере расчёта ПСГ-3). По фактическим замерам расхода конденсата нет.

Для внедрения предлагается установка только котла Е-123 после реактора R-102А перед увлажнителем Д-105 для повышения соотношения пар:газ на входе в R-102А, снижения содержания СО на выходе из реактора и регулирования температуры на входе в реактор в широком интервале, особенно при работе катализатора в конце кампании.

Выполнены также расчёты теплового баланса схемы подготовки газа с использованием котла Е-122 в качестве пароперегревателя. Данное мероприятие возможно, котёл Е-122 с установленной поверхностью теплообмена 71,3 м²

обеспечивает перегрев 76,0 т/час насыщенного пара 37 ата (мольная доля жидкой фазы 0,05) до 267°C.

2.5. Установка разгонки газового конденсата

Для внедрения при реконструкции ПСГ-2 рекомендуется установка разгонки газового конденсата острым паром под давлением $P=3,8$ Мпа.

Выделившиеся при разгонке газы дегазации вместе с паром поступают в трубчатую печь на технологию, в процессе конверсии аммиак и органика разлагаются. Очищенный конденсат используется в качестве питательной воды системы парообразования.

Описание технологической схемы

Очистка газового (процессного) конденсата от загрязняющих растворенных газов и примесей производится путем разгонки его в отпарной колонне под давлением 3,3 Мпа.

Установка работает в непрерывном режиме.

Конденсат после сепараторов Д-115, Д-106 направляется в узел очистки газового конденсата.

Очистка газового конденсата осуществляется в отпарной колонне Т-104 тарельчатого типа с ситчатыми тарелками посредством отпарки «острым» паром. Пар поступает в колонну из линий подачи пара в смеситель природного газа М-101 от котла-утилизатора Е-204/205, от сепараторов пара Д-120 и Д-102.

Парогазовая смесь выходит из верхней части отпарной колонны и возвращается в коллектор пара, подаваемого на технологический процесс первичного риформинга в смеситель М-101.

Очищенный конденсат выводится из кубовой части отпарной колонны с температурой 240°C в подогреватель газового конденсата Е-126, где охлаждается до температуры 126°C газовым конденсатом, подаваемым на очистку в отпарную колонну Т-104. Часть очищенного конденсата после подогревателя Е-126 отбирается на впрыск перед кипятильником Е-103/А, В и в увлажнители Д-105, Д-108.

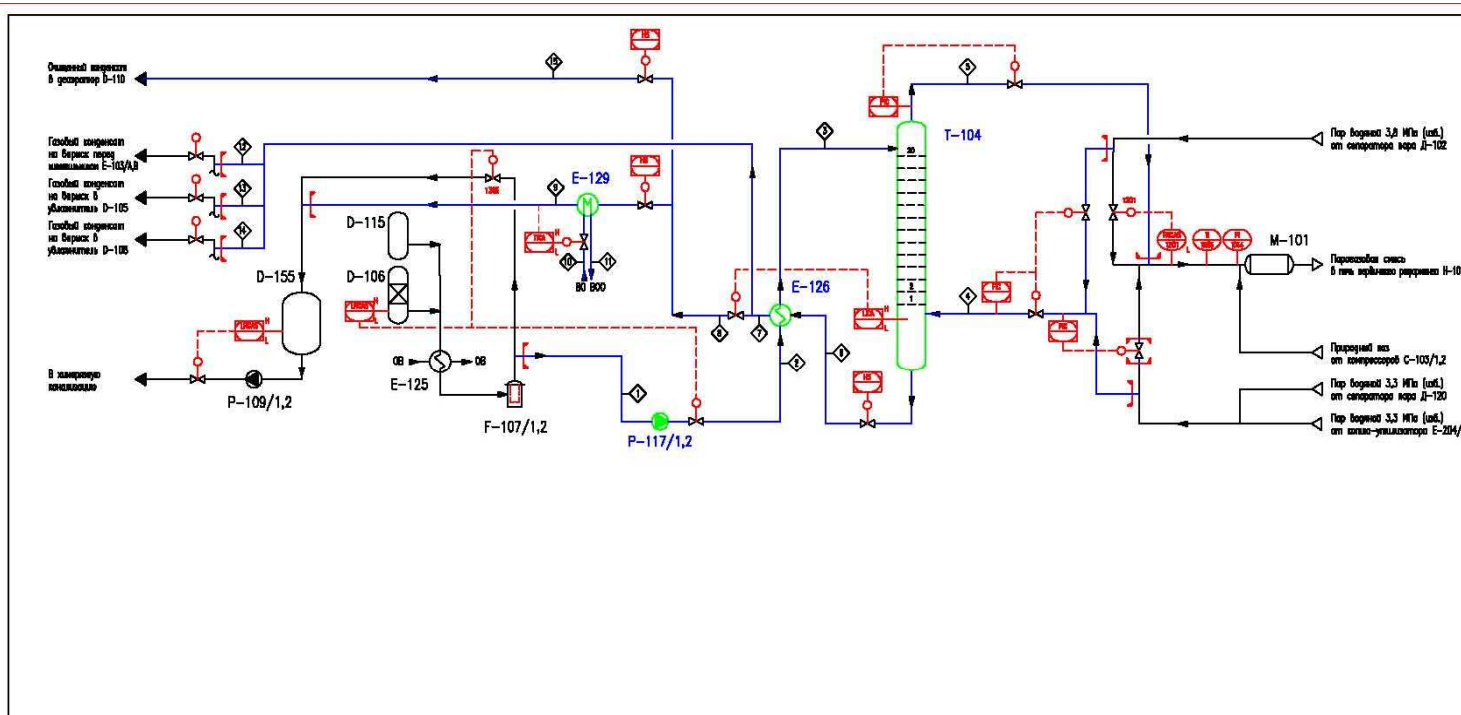
Очищенный конденсат с температурой 126°C выводится за пределы узла очистки газового конденсата в деаэратор питательной воды Д-110.

Качество конденсата на выходе из холодильника Е-126 контролируется с помощью замера электропроводности очищенного газового конденсата.

При повышении электропроводности предусматривается выдача очищенного конденсата в химгрязную канализацию. В этом случае очищенный конденсат после подогревателя газового конденсата Е-126 поступает в холодильник Е-129, где охлаждается оборотной водой до температуры 40°C и далее поступает в сборник парового конденсата Д-155.

При пуске также предусматривается сброс процессного конденсата после холодильника Е-129 в химгрязную канализацию.

Принципиальная технологическая схема установки приведена на рис. 3



- УСЛОВНЫЕ ОБОЗНАЧЕНИЯ:**
- ВКВ – высококипящая жидкость
 - ВО – вода
 - ВОО – вода обратная
 - КГ – конденсат азота
 - КГО – конденсат азота с олефином
 - ОВ – обессоленная вода
 - Пзм – пар водной перегретой Раб-1,25 МПа
 - ПГО – пароводная смесь
 - ◇ – номер пазов
 - ⊗ – клапан регулируемый или отсечной
 - ⊕ – дренаж промывочный

ПРИМЕЧАНИЕ:
 * – розетки переиспарения (при пути и состоянии отпарной колонны Т-104, с точки при получении неконденсированного конденсата)

T-104	Отпарная колонна	1	
P-109/1,2	Насос	2	Стандартный
F-107/1,2	Фильтр азотно-конденсата	2	Стандартный
P-117/1,2	Насос	2	
E-129	Изохорный	1	
E-126	Погреватель азотно-конденсата	1	
E-125	Погреватель	1	Стандартный
D-135	Оборуд. карбон-конденсата	1	
D-115	Сепаратор углеводородного газа	1	Стандартный
D-106	Сепаратор-гидролизатор углеводородного газа	1	Стандартный
M-101	Двигатель гидродомов	1	Стандартный

ГОС.	НАИМЕНОВАНИЕ	К-ВО	ХАРАКТЕРИСТИКА	ПРИМЕЧАНИЕ
ЭКСПЛИКАЦИЯ ОБОРУДОВАНИЯ				

Рис.3. Принципиальная технологическая схема установки разделения азотно-конденсата
 Формат А4

2.6. Реконструкция стадии очистки конвертированного газа от диоксида углерода с внедрением МДЭА

Предлагается модернизация отделения абсорбционной очистки газа от CO_2 агрегата аммиака АМ-600 № 2 с заменой МЭА–раствора абсорбентом на основе МДЭА со снижением коррозии оборудования, обеспечением экономии энергетических и материальных ресурсов и повышением качества диоксида углерода при сохранении регламентной глубины очистки конвертированного газа от CO_2 .

В целях повышения эффективности процесса очистки газа от CO_2 и снижения затрат на реконструкцию, предлагаются следующие решения по технологическому оборудованию:

- Выполнить реконструкцию абсорбера в существующем корпусе $D=2,6$ м с использованием модифицированных ситчатых тарелок по опыту крупнотоннажных агрегатов аммиака.

- Для регенератора предлагается принять модифицированные ситчатые тарелки взамен клапанных с использованием опыта крупнотоннажных агрегатов аммиака. Предлагается конструкция нового регенератора диаметром 2,8 м с модифицированными ситчатыми тарелками. Материальное исполнение – нержавеющая сталь.

- Для отдувки горючих и получения «чистой» CO_2 с содержанием H_2 не более 500 ppm предлагается предусмотреть:

- Промежуточный десорбер емкостью около 25 м^3 на рабочее давление не менее 8 кгс/см^2 из нержавеющей стали.

- Холодильник ПГС грязной фракции. Кожухотрубчатый аппарат, поверхностью теплообмена – до 50 м^2 из нержавеющей стали.

- Сепаратор грязной фракции CO_2 . Вертикальный цилиндрический аппарат из нержавеющей стали. $D-1,6$ м, $H\sim 3,5$ м.

- Ориентировочный расход металла для дооснащения узла фильтрации раствора МДЭА и установки оборудования для ввода реагентов: нержавеющей стали – 1,5 т и углеродистой стали – 2 т (в том числе дозирующий насос малой производительности).

Предлагаемая замена абсорбента обеспечит снижение потребления тепла, подводимого в газовый кипятильник регенератора с конвертированным газом, и как следствие отключения смоловыделителя.

Кроме того, использование МДЭА-абсорбента и модифицированных ситчатых тарелок в абсорбере позволяет снизить циркуляцию раствора при сохранении производительности (за счет большей емкости МДЭА-абсорбента и его более глубокой регенерации по сравнению с МЭА-раствором), что приводит к снижению удельного расхода электроэнергии (в пересчете на 1 м^3 выделенного CO_2) на циркуляцию раствора абсорбента, или увеличить нагрузку, а также снизить расход оборотной воды на охлаждение.

2.7. Замена сепаратора Д-115

Предлагается заменить сепаратор Д -115 емкостью $1,6 \text{ м}^3$ на сепаратор Д -119 емкостью 3 м^3 (перед дожимающими компрессорами), поскольку требуется сепаратор большей емкости.

Взамен сепаратора Д -119 предлагается установить сепаратор из аммиака АМ-80 Д -123, либо Д – 505, если они имеются в наличии.

С целью сокращения простоев агрегата на восстановительный ремонт и модернизацию предложенные мероприятия могут внедряться поэтапно. В первую

очередь могут быть внедрены мероприятия, по которым имеется проектная документация, или от которых зависит выбор и заказ нового оборудования.

2.8. Подогрев воздуха на горелки трубчатой печи Н-101

Выполнен предварительный расчёт необходимой поверхности подогревателя воздуха на горелки трубчатой печи. Подогрев осуществляется дымовыми газами на выходе из печи после дымососов.

Ориентировочная поверхность подогревателя ~ 4000 м², воздух подогревается до температуры 108⁰С, температура дымовых газов в атмосферу при этом составляет ~ 166⁰С.

Данное мероприятие позволяет снизить расход природного газа на топливо на 620 нм³/час. Однако, для подачи подогретого воздуха на горелки трубчатой печи необходима реконструкция всех 120 горелок трубчатой печи.

3. РЕЗУЛЬТАТЫ РАБОТЫ И ВЫВОДЫ

3.1. Результаты работы

1. Цель выполненной работы – определить оптимальные условия получения конвертированного газа на агрегатах ПСГ-1,2,3 путем модернизации их, а также обеспечение работы агрегатов синтеза с давлением не более 245 ата.

2. Принципиальные технические решения по модернизации производства аммиака АМ-600 разработаны с использованием расчётной математической модели агрегата и расчётных модулей основного оборудования (трубчатая печь, реактор вторичного риформинга, колонна синтеза и др.), созданных ООО ХТК и проверенных на результатах обследования агрегатов, находящихся в работе.

3. Особенность работы производства аммиака: производство состоит из 3-х агрегатов подготовки газа: ПСГ-1,2,3, компрессии азотоводородной смеси и 3-х агрегатов синтеза: СА-1,2,3. Подача АВС в агрегаты синтеза осуществляется по коллекторной схеме. Агрегат подготовки газа ПСГ-2 выведен из эксплуатации после аварийной остановки.

4. Принципиальные технические решения по модернизации производства аммиака разработаны применительно к агрегату ПСГ-2, с учётом восстановления его после аварийной остановки.

5. Для обеспечения оптимальных условий получения конвертированного газа на агрегате ПСГ-1,2,3 рекомендуется внедрить следующие мероприятия:

- Перевод системы управления и контроля на РСУ;
- Установка дополнительного компрессора воздуха для ликвидации дефицита в воздухе в летний период и при повышении нагрузки по природному газу;
- Реконструкция блока теплоиспользующей аппаратуры в конвекционной зоне печи риформинга Н-101 с целью более глубокого использования тепла дымовых газов;

- Реконструкция реактора вторичного риформинга R 101 с полной заменой внутренней футеровки аппарата, которая пришла в негодность и заменой узла смешения конвертированного газа с воздухом – установка горелки новой конструкции;

- Установка дополнительного котла E-123 после реактора среднетемпературной конверсии CO и паросборника Д-120 для оптимизации узла охлаждения конвертированного газа перед конверсией CO.

- Установка узла разгонки газового конденсата под давлением для обеспечения очистки конденсата с 3-х агрегатов подготовки газа;

- Замена сепаратора Д-115 на сепаратор большей пропускной способности;

- Модернизация отделения абсорбционной очистки газа от CO₂ с заменой МЭА–раствора абсорбентом на основе МДЭА со снижением коррозии оборудования, обеспечением экономии энергетических и материальных ресурсов и повышением качества диоксида углерода при сохранении регламентной глубины очистки конвертированного газа от CO₂;

- Установка промдесорбера для получения чистой CO₂ с содержанием горючих компонентов не более 0,5% об.

6. В процессе выполнения работы установлено, что при совместной работе 3-х агрегатов подготовки газа и 3-х агрегатов синтеза и сохранении нагрузки по природному газу 18600÷18700 нм³/час, переработка всего количества азотоводородной смеси обеспечивается при давлении синтеза не менее 300 ата.

7. Для переработки всей азотоводородной смеси после восстановления и пуска в эксплуатацию агрегата подготовки газа ПСГ-2 и обеспечения работы агрегатов синтеза с давлением не более 245 ата рассмотрен вариант установки дополнительной колонны синтеза аммиака и дополнительного теплообменного и вспомогательного оборудования в одном из агрегатов синтеза аммиака.

Учитывая возможность размещения дополнительного оборудования в агрегатах синтеза аммиака на генплане, для проработки варианта реконструкции с установкой дополнительного оборудования принят агрегат синтеза СА-2 с установкой колонны синтеза из агрегата аммиака АМ-80, поскольку для размещения второй колонны из агрегата АМ – 600 отсутствуют свободные площади.

8. Использование в агрегате СА-2 колонны синтеза АМ-80 и перераспределение нагрузки по азотоводородной смеси между агрегатами СА-1,2,3 позволяет переработать 18600÷18700 нм³/час природного газа при давлении в синтезе на уровне 240 ата. Кроме этого, по данному варианту модернизации есть резерв по производительности колонны синтеза, а также резерв по производительности циркуляционных компрессоров для наращивания мощности ~ на 6%. Это позволяет, при необходимости, увеличить нагрузку по природному газу с наращиванием мощности.

9. Дополнительно проработан вариант размещения нового агрегата СА-4 на существующих площадях производства аммиака и показана принципиальная возможность его реализации.

10. Показатели по расходу природного газа и выработке аммиака по вариантам модернизации приведены в таблице 5.1. По технологическим показателям варианты реконструкции находятся на одном уровне и обеспечивают расход природного газа на уровне 958,8 ÷ 960 нм³/тн. По условиям размещения на площадке цеха А-2 лучшим вариантом для реализации является вариант с установкой нового агрегата СА-4, поскольку обеспечивается независимое его строительство, монтаж оборудования и эксплуатация.

3.2. Выводы

В результате выполненной разработки рекомендуется вариант модернизации производства аммиака с внедрением мероприятий на стадии подготовки газа и реконструкции агрегатов синтеза с установкой дополнительного агрегата СА-4 на свободных площадях цеха аммиака, что обеспечит:

- переработку 56000 нм³/час природного газа;**
- давление на стадии синтеза не более 245 ата;**
- расходный коэффициент по природному газу 960 нм³/тн.**

**Сводная таблица
эксплуатационных показателей производства аммиака**

Таблица 5.1

Наименование агрегатов, учтённых в расчётах	Выработка аммиака т/час	Расход природного газа		Особенности работы агрегатов синтеза		
		нм ³ /ч	нм ³ /т	давление синтеза	ЦЦК в работе	ЦЦК в резерве
По результатам обследования и расчётам по воспроизведению фактической работы: ПСГ-1,3 СА-1,2,3	Факт 57,6*)	57500	998.3 *)	230	6	3
	Расчёт 56,54*)	56600	1001,1*)	230	6	3
С учётом модернизации без установки дополнительного оборудования: расход природного газа на ПСГ-1,2 по 18600нм ³ /ч, на ПСГ-3 18700нм ³ /ч в работе ПСГ-1,2,3 СА-1,2,3	88.067 **) в том числе: СА-1- 29.25 СА-2- 29.43 СА-3- 29.387	84800	962.9 **)	300	6	3
С учётом модернизации с установкой дополнительного оборудования:						
- дополнительная колонна синтеза в агрегате СА-2 из агрегата АМ-600 и теплообменное оборудование: в работе ПСГ-1,2,3 СА-1,2,3	88.337**) в том числе: СА-1- 22.176 СА-2- 43.985 СА-3- 22.176	84800	959.9**)	240	4 СА-1,3 4 СА-2	2 СА-1,3 2
- новая колонна синтеза в агрегате СА-2 из агрегата АМ-80 и	88.448**) в том числе: СА-1- 22,176	84800	958.8**)	240	4 СА-1,3 4	2 СА-1,3 1

дополнительное теплообменное оборудование: в работе ПСГ-1,2,3 СА-1,2,3	СА-2- 44.096 СА-3- 22,176				СА-2	
- новый агрегат СА-4 в комплекте с оборудованием агрегата АМ-600 в работе ПСГ-1,2,3 СА-1,2,3,4	88.332**) в том числе: СА-1- 22.083 СА-2- 22.083 СА-3- 22.083 СА-4- 22.083	84800	960.0**)	240	8 СА-1,2,3,4	4

Примечание: *) Производительность агрегатов по аммиаку и расходный коэффициент по природному газу рассчитаны с учётом отбора АВС на адипиновую кислоту и с учётом возврата аммиака из танковых и продувочных газов.

: * *) Производительность агрегатов по аммиаку и расходный коэффициент по природному газу рассчитаны без отбора АВС на адипиновую кислоту и с учётом возврата аммиака и водорода из танковых и продувочных газов.

