

УДК 536.68

## ХОЛОДИЛЬНЫЙ ЦИКЛ НИЗКОТЕМПЕРАТУРНОГО РАЗДЕЛЕНИЯ ГАЗОВОЙ СМЕСИ

А. В. Коробейников, студент гр. ТЭМ-161, I курс

Научный руководитель: Богомолов А. Р., д.т.н., доцент

Кузбасский государственный университет имени Т.Ф. Горбачева,  
г. Кемерово

С. А. Шевырёв, к.т.н. научный сотрудник каф. автоматизации теплоэнергетических процессов

Национальный исследовательский Томский политехнический университет,  
г. Томск

Получаемый в процессе паровой бескислородной газификации синтез-газ [1], характеризуется следующим содержанием целевых компонентов  $H_2$  до 62% об.,  $CO$  до 26% об. Кроме этого в нем присутствуют такие газы как  $CO_2$  до 12% об.,  $H_2S$  до 1% об.,  $SO_x$ , которые негативно влияют на каталитические процессы получения различных углеводородов, а также стабильность работы различных химических реакторов.

Известно, что для реакции Фишера-Тропша большинство катализаторов, в том числе железные и кобальтовые, крайне чувствительны к «отравлению» серой, вследствие чего сокращается их срок работы, а также ухудшается селективность протекающих химических процессов. В результате обеспечение низкой себестоимость выпускаемой продукции и достижение расчетных технико-экономических показателей становится невозможным.

В связи с этим существует необходимость в предварительной очистке синтез-газа от соединений серы ( $SO_x$  и  $H_2S$ ) и  $CO_2$ .

На основании анализа рассмотренных современных методов по очистке газов [2], предлагается использовать физическую очистку в виде выборочной конденсации и десублимации компонентов в процессе охлаждения. Данный процесс разделения не требует большого количества сорбентов, которые являются основным источником энергетических затрат. При низкотемпературном разделении затраты энергии направлены только на сжатие, расширение и теплообмен, этот процесс потребляет энергию для изменения фазового перехода и разделения.

Для исследования физических методов очистки синтез-газа была разработана энергоэффективная схема и произведен тепловой расчет ее основных элементов (рис. 1).

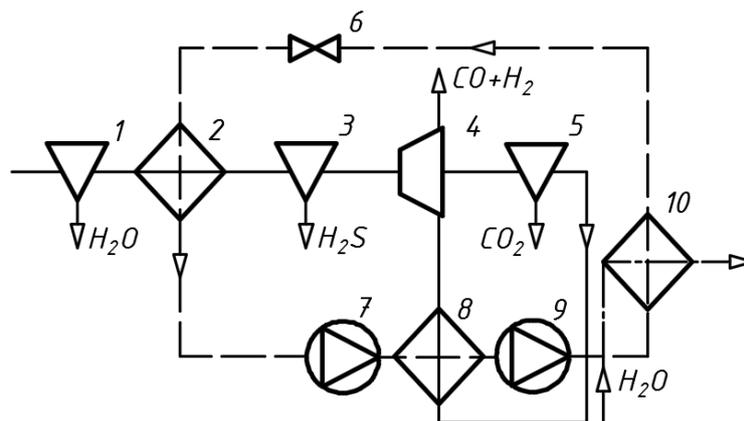


Рис. 1. Принципиальная схема низкотемпературной очистки синтез-газа. Сплошная линия – синтез-газ, прерывистая – цикл холодильного агента, штрихпунктирная – вода. 1, 3, 5 – циклонные сепараторы; 2, 8, 10 – рекуперативные теплообменники; 4 – турбодетандер с компрессором на одном валу; 6 – дроссельная шайба; 7, 9 – 1ая и 2ая ступени сжатия.

Расчет данной схемы осуществлялся при следующих условиях. На входе в 1 поступает неочищенный синтез-газ – влажный, с температурой  $50^{\circ}\text{C}$ , без механических примесей. Расход газа, принятый для расчета, составляет  $1 \cdot 10^{-4}$  кг/с, при атмосферном давлении. Во избежание обледенения аппаратуры, производится его осушение [3] в циклонном сепараторе 1. Далее в теплообменнике 2 осуществляется охлаждение газа до  $212,7\text{K}$ , то есть, до температуры конденсации  $\text{H}_2\text{S}$  при атмосферном давлении и отводится  $24,4$  Вт теплоты. В результате чего конденсируются и серные соединения -  $\text{SO}_x$  [4]. Очищенный от соединений серы в сепараторе 3 газ необходимо охладить до  $195\text{K}$  (температура десублимации  $\text{CO}_2$  при атмосферном давлении), для этого он подается в турбодетандер 4, где расширяется и охлаждается. Далее чистый, после сепаратора 5, синтез-газ сжимается в компрессоре и направляется в реактор Фишера-Тропша.

Для отвода теплоты и создания необходимых температур в теплообменных аппаратах, можно использовать холодильный цикл, включающий в себя испаритель 2, двухступенчатое сжатие 7 и 9 (так как степень сжатия в данном случае слишком велика для одной ступени), промежуточный охладитель 8, конденсатор 10 и дроссельную шайбу 6. В качестве холодильного агента рассматривался R502 – низкотемпературный хладагент с высокими холодильными качествами, дающий снижение расхода электроэнергии на 10-15% в сравнении с R12 и R22, но так как он содержит хлор, негативно влияющий на экологию, то является запрещенным в данный момент и как следствие тяжело доступным. Заменители хладагента R502: R407a, R507. Из этих двух вариантов хладагент R407a позволяет иметь больший по сравнению с R507 холодильный коэффициент (0,77 против 0,91), что несколько снизит затраты электроэнергии на привод компрессоров. Хладагент R507 способен работать при более низких температурах –  $184\text{K}$ , а R407a при  $196\text{K}$ , чего вполне достаточно в данном случае, так как температура испарения фреона должна

быть 203К. Учитывая, что R407a является озонобезопасным и легко доступным на рынке его применение наиболее оправданно.

Для того, чтобы снизить разность давлений между конденсатором и испарителем, необходимо выбрать минимальную температуру конденсации. С целью полезного использования теплоты конденсации, можно использовать технологическую холодную воду с температурой 5-10°C, тогда температуру конденсации следует принять не меньше 30°C.

Для охлаждения перегретого пара фреона после первой ступени компрессора будет использоваться очищенный синтез-газ с температурой 183К. Исходя из этого была задана температура фреона на выходе из промежуточного охладителя близкая к линии насыщенного пара – 243К.

С учетом известной холодопроизводительности – 24 Вт, заданными температурами испарения, конденсации, промежуточного охлаждения, и выбранным хладагентом, был произведен расчет холодильного цикла (рис. 2) с помощью программы Solkane 8. Параметры фреона в цикле занесены в таблицу 1.

Табл. 1.

Параметры R407a в точках цикла двухступенчатого сжатия.

	p	t	v	h	s	x
	Bar	°C	м <sup>3</sup> /кг	кДж/кг	кДж/кгК	
1	0,16	-70,00	1,162	356,86	1,8622	
2s	1,42	-1,23	0,171	403,63	1,8622	
2	1,42	20,02	0,186	421,13	1,9241	
3	1,42	-30,00	0,150	380,74	1,7733	
4s	12,58	51,73	0,020	432,17	1,7733	
4	12,58	70,04	0,022	451,42	1,8309	
5	12,58	70,04	0,022	451,42	1,8309	
5''	12,58	30,00	0,017	408,11	1,6966	
5''6'm	12,58	27,58	0,009	321,11	1,4065	
6'	12,58	25,16	0,0008	234,12	1,1165	
6	12,58	25,16	0,0008	234,12	1,1165	
7	0,16	-73,51	0,593	234,12	1,2476	0,510
7S''m	0,16	-71,76	0,878	295,49	1,5549	
8''	0,16	-70,00	1,163	356,86	1,8622	
8	0,16	-70,00	1,163	356,86	1,8622	

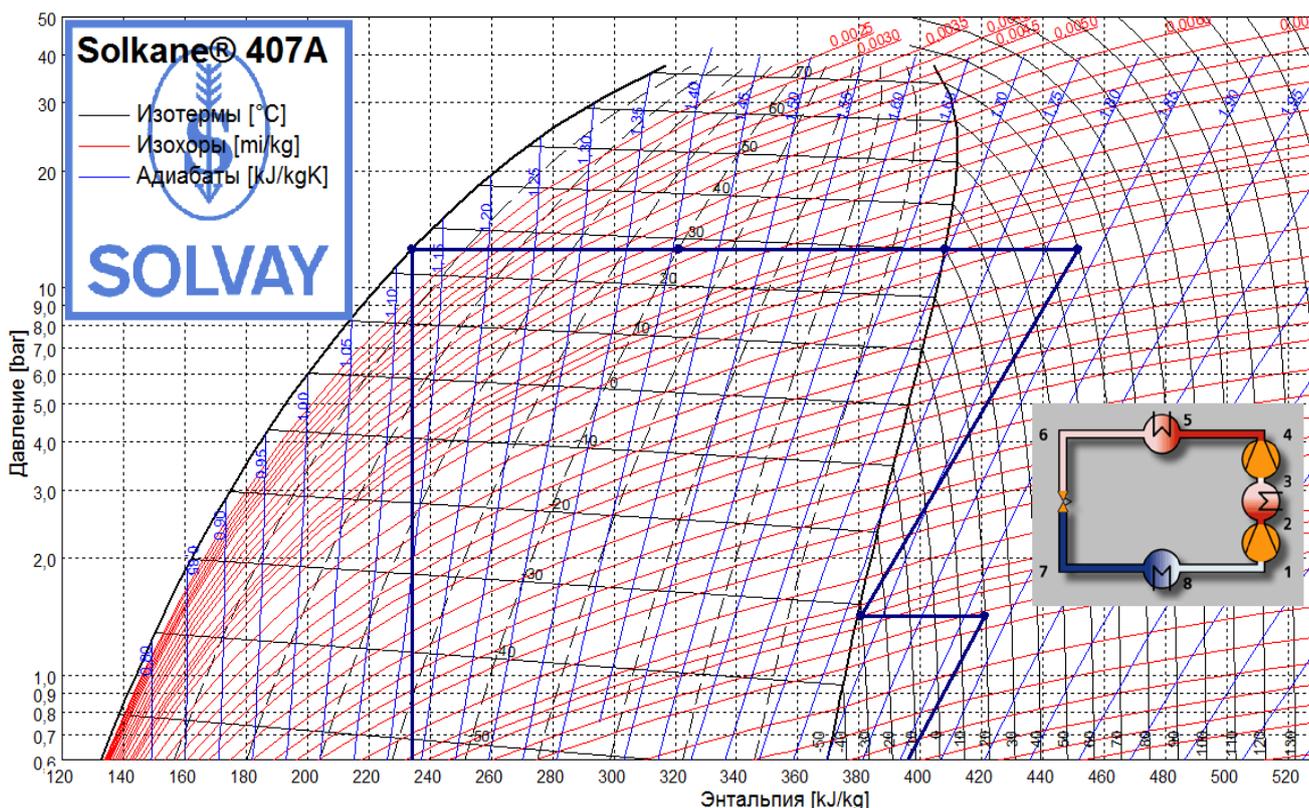


Рис. 2. Цикл двухступенчатого сжатия R407a с промежуточным охлаждением.

По результатам расчета имеем следующие данные:

- тепловая мощность конденсатора – 42 Вт;
- тепловая мощность промежуточного охладителя – 7,93 Вт;
- потребляемая мощность 1го компрессора – 12,7 Вт;
- потребляемая мощность 2го компрессора – 13,9 Вт;
- отношение давлений 1ой и 2ой ступеней сжатия – 8,89;
- разность давлений 1го компрессора – 0,126 МПа;
- разность давлений 2го компрессора – 1,117 МПа;
- массовый расход R407a – 0,196 г/с;
- холодильный коэффициент – 0,91.

Необходимый расход холодной воды для конденсатора составит –  $6,01 \cdot 10^{-4}$  кг/с. Если охладить фреон после первого компрессора очищенным синтез-газом с температурой 183К, то его температура на выходе составит 229К.

Учитывая, что начальный расход синтез-газа может быть больше заданного, была выявлена зависимость роста хладопроизводительности и потребляемой мощности компрессоров от изменения расходов (рис. 3).

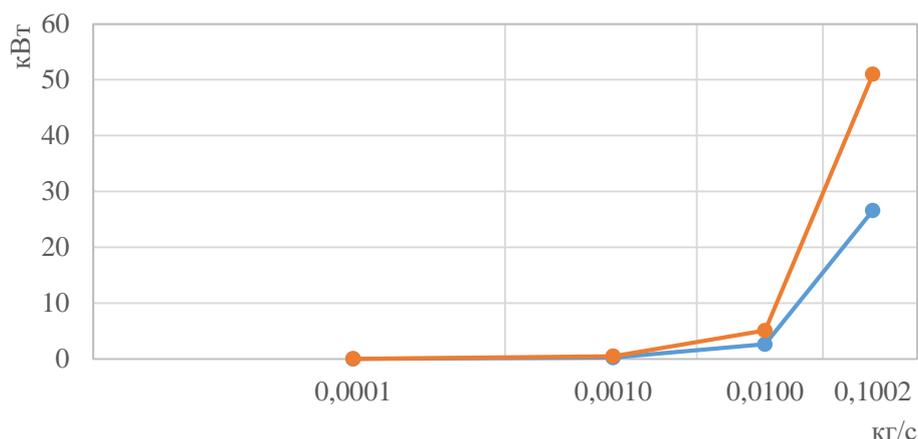


Рис. 3. Зависимость хладопроизводительности и потребляемой электроэнергии от увеличения расхода синтез-газа. Оранжевая линия (сверху) – хладопроизводительность, голубая (снизу) – потребляемая электроэнергия.

Исходя из представленных зависимостей на рисунке 3, можно отметить, что холодильный коэффициент не зависит от изменения расхода синтез-газа, а также все остальные параметры фреона, кроме его расхода (табл. 2), остаются неизменными.

Табл. 2.

Зависимость показателей производительности от увеличения расхода синтез-газа

Расход синтез-газа, кг/с	Количество теплоты отводимое от синтез-газа, кВт	Теплота которую можно полезно использовать, кВт	Потребляемая электроэнергия, кВт	Расход воды на охлаждение, кг/с	Расход R407a, кг/с
0,0001	0,0244	0,05063	0,0266	0,0006	0,00019
0,0010	0,2439	0,5063	0,266	0,006	0,0019
0,0100	2,4391	5,063	2,66	0,0601	0,0196
0,1002	24,3915	50,63	26,6	0,6013	0,196

### Список литературы:

1. Богомолов, А. Р. Перспективы высокотемпературной газификации угля и шлама / А.Р. Богомолов, С.А. Шевырёв, М.В. Алексеев // Теплоэнергетика. - 2013. - № 2. – С.76-80.
2. Коробейников, А. В. Сравнительный анализ эффективности способов разделения целевых компонентов газовой смеси / А.В. Коробейников// Сб. мат. III Всерос. конф. «Химия и химическая технология: достижения и перспективы», 16-17 нояб. 2016 г., Кемерово. – Кемерово, 2016.
3. Baxter L. Cryogenic CO2 Capture as a Cost-Effective CO2 Capture Process/ L. Baxter// Sustainable Energy Solutions, Orem, UT 84058.
4. Leung D. An overview of current status of carbon dioxide capture and storage technologies/ D. Leung // Renewable and Sustainable Energy Reviews. – 2014. – №39. – p. 426–443.