

*Л.Л. ТОВАЖНЯНСКИЙ*, докт. техн. наук, проф., НТУ «ХПИ»,  
*Л.М. УЛЬЕВ*, докт. техн. наук, проф., НТУ «ХПИ»,  
*К.И. СТАВРОВА*, студентка, НТУ «ХПИ»

## **ЭКСТРАКЦИЯ ДАННЫХ ДЛЯ ТЕПЛОЭНЕРГЕТИЧЕСКОЙ ИНТЕГРАЦИИ ПЯТИКОЛОННОГО АГРЕГАТА ПРОИЗВОДСТВА СПИРТА**

В даній роботі розглядається п'ятиколонний агрегат виробництва спирту, який є типовим для підприємств харчової промисловості. Визначені всі технологічні потоки та їх основні характеристики, які необхідні для початку проектування енергоефективної теплообмінної системи. Побудовано сіткову діаграму та складові криві, за якими визначені цільові значення гарячих та холодних утиліт необхідних для процесу. Також побудовано модель установки у середі пакету UniSim Design для уточнення технологічних даних

В данной работе рассматривается пятиколонная установка спирта на типичных предприятиях пищевой промышленности. Определены все технологические потоки, которые необходимы для начала проектирования энергоэффективной теплообменной системы, приведены их основные характеристики. Построена сеточная диаграмма и составные кривые, по которым определены целевые значения горячих и холодных утилит, необходимых для процесса. Также построена модель установки в среде пакета UniSim Design для уточнения технологических данных

In this work five column alcohol distillation sections at typical food industry enterprises is considered. Identified all technological flows, which are necessary for the initial design of energy efficient heat exchange system, shown their main characteristics. The grid diagram and composite curves were built, on which were defined targets of hot and cold utilities, needed to process. Also the UniSim Design model of installation was built to clarification of technological data

**Постановка проблемы в общем виде и ее связь с важными научными или практическими заданиями.** Целью написания статьи является освещение этапа сбора и уточнения технологических данных для начала проектирования энергоэффективной установки производства спирта с помощью методов пинч-анализа. Сокращение потребления топливно-энергетических ресурсов в промышленности сопряжено с широкомасштабной реализацией современных энергосберегающих технологий, созданием высокоэффективных энерготехнологических комплексов. Применение пинч-анализа при проектировании и реконструкции теплообменных сетей промышленных процессов позволяет получить значения

мощности энергии, потребляемых от внешних энергоносителей на уровне термодинамически обусловленных минимальных величин. Применение методов пинч-анализа дает возможность оптимизировать энергопотребление в пределах территориальных производственных комплексов, состоящих из большого числа производственных процессов и потребление энергии от общей утилитной системы. Широкое распространение и применение пинч-технологий в последние два десятилетия позволило значительно улучшить энергетическую и эксплуатационную эффективность промышленных установок во всем мире. Ни один из применяемых на сегодняшний день методов энерготехнологического аудита и проектирования тепломассообменных сетей не позволяет достичь тех результатов, получение которых возможно с использованием пинч-метода [1].

Анализ исследований и публикаций. Экономический кризис, усугубляющийся в Украине постоянным подорожанием энергоносителей, заставляет представителей все большего количества отраслей пищевой промышленности задуматься о внедрении энергосберегающих технологий и использовании альтернативных видов топлива. В производстве спирта, потребление пара и охлаждающей воды в процессе ректификации составляет 60-70 % от общего потребления процесса. Большая часть тепла теряется и забирается охлаждающей водой, а часть сточных вод сливается. Именно поэтому уменьшение потребления энергии и охлаждающей воды обеспечивает развитие наиболее эффективного производства [2]. Уменьшение удельных энергозатрат при производстве этанола позитивно влияет не только на конкурентоспособность производителя, но и на окружающую среду, вследствие уменьшения выбросов вредных веществ и эмиссии парниковых газов [3–5].

**Начальная технологическая схема.** Пятиколонный агрегат производства спирта является типичным для производств пищевой промышленности. Установка состоит из 5 колонн: бражная, элюционная, ректификационная, колонна конечной очистки и колонны концентрирования смесей. Колонны обогреваются непосредственно острым паром, который подается в низ колонн. Исходное сырье (брага), проходя последовательно через колонны, очищается от примесей, таких как барда, метанол, сивушные масла, альдегиды и т.д., и из последней колонны выходит непосредственно 96% этиловый спирт (рис. 1). В системе присутствует также один теплообменный аппарат – E1.



## **Определение технологических потоков и построение модели в UniSim Design.**

Во время исследования установки было определено 16 горячих и 7 холодных потоков и их основные параметры.

Характеристика потоков приведена в следующем порядке:

1. Спиртовой 96% пар после конденсации. Выходит из ректификационной колонны КЗ, проходит через теплообменный аппарат Е1, конденсируется в С1 и С2 и направляется в С3.  $T_{\text{нач}}=78.9\text{ }^{\circ}\text{C}$ ,  $T_{\text{кон}}=77.9\text{ }^{\circ}\text{C}$ .

2. Спиртовой пар ректификационной колонны после конденсации. Выходит из конденсаторов С3 и С4 и поступает на С5.  $T_{\text{нач}}=78.9\text{ }^{\circ}\text{C}$ ,  $T_{\text{кон}}=78\text{ }^{\circ}\text{C}$ .

3. Спиртовой пар ректификационной колонны после конденсации. Выходит из конденсатора С5 и поступает на С6.  $T_{\text{нач}}=78\text{ }^{\circ}\text{C}$ ,  $T_{\text{кон}}=77\text{ }^{\circ}\text{C}$ .

4. Спиртовой пар ректификационной колонны после конденсации. Выходит из конденсаторов С6 и С7 и возвращается в колонну.  $T_{\text{нач}}=77\text{ }^{\circ}\text{C}$ ,  $T_{\text{кон}}=38\text{ }^{\circ}\text{C}$ .

5. Спиртовой 96% пар после конденсации. Выходит из колонны концентрирования смесей и конденсируется в С8 и С9, после чего направляется в С10.  $T_{\text{нач}}=79.4\text{ }^{\circ}\text{C}$ ,  $T_{\text{кон}}=78\text{ }^{\circ}\text{C}$ .

6. Спиртовой пар колонны концентрирования смесей после конденсации. Выходит из конденсатора С10 и направляется в С11.  $T_{\text{нач}}=78\text{ }^{\circ}\text{C}$ ,  $T_{\text{кон}}=64\text{ }^{\circ}\text{C}$ .

7. Спиртовой пар колонны конечной очистки после конденсации. Выходит из конденсаторов С14 и С15 и возвращается в колонну.  $T_{\text{нач}}=87\text{ }^{\circ}\text{C}$ ,  $T_{\text{кон}}=28\text{ }^{\circ}\text{C}$ .

8. Спиртовой 96% пар после конденсации. Выходит из э्यूрационной колонны и конденсируется в С16, С17 и С18, после чего направляется на С19.  $T_{\text{нач}}=78.5\text{ }^{\circ}\text{C}$ ,  $T_{\text{кон}}=77.5\text{ }^{\circ}\text{C}$ .

9. Спиртовой пар э्यूрационной колонны. Выходит из конденсаторов С19 и С20 и направляется на С21.  $T_{\text{нач}}=78.5\text{ }^{\circ}\text{C}$ ,  $T_{\text{кон}}=77\text{ }^{\circ}\text{C}$ .

10. Спиртовой пар э्यूрационной колонны. Выходит из конденсаторов С21 и С22, после чего направляется к С23.  $T_{\text{нач}}=77\text{ }^{\circ}\text{C}$ ,  $T_{\text{кон}}=65\text{ }^{\circ}\text{C}$ .

11. Спиртовой пар э्यूрационной колонны. Выходит из конденсатора С23 и возвращается в колонну.  $T_{\text{нач}}=65\text{ }^{\circ}\text{C}$ ,  $T_{\text{кон}}=36\text{ }^{\circ}\text{C}$ .

12. Конечный 95.5 % спирт. Выходит из колонны концентрирования смесей, охлаждается в С24 и поступает в емкость для хранения конечного продукта.  $t_{нач}=78.3^{\circ}\text{C}$ ,  $T_{кон}=20^{\circ}\text{C}$ .

13. Сточные воды. Выходит из колонны конечной очистки, охлаждается в С25 и сливается.  $T_{нач}=111,2^{\circ}\text{C}$ ,  $T_{кон}=29^{\circ}\text{C}$ .

14. Сточные воды. Выходит из колонны конечной очистки, охлаждается в С26 и сливается.  $T_{нач}=110,7^{\circ}\text{C}$ ,  $T_{кон}=29^{\circ}\text{C}$ .

15. Брага 11.35%. Поступает в теплообменный аппарат Е1, и после очистки через сепаратор S1 входит в смесительную колонну.  $T_{нач}=29^{\circ}\text{C}$ ,  $T_{кон}=87,4^{\circ}\text{C}$ .

16. Подогрев барды. Барда из бражной колонны очищается в сепараторе S2 и собирается в специальные емкости.  $T_{нач}=80^{\circ}\text{C}$ ,  $T_{кон}=98^{\circ}\text{C}$ .

17. Подогрев барды. Осуществляется в бражной колонне.  $T_{нач}=109,1^{\circ}\text{C}$ ,  $T_{кон}=110,1^{\circ}\text{C}$ .

18. Подогрев смеси. Выходит из бражной колонны и поступает в элюрационную колонну, где и осуществляется подогрев.  $T_{нач}=85,2^{\circ}\text{C}$ ,  $T_{кон}=86,2^{\circ}\text{C}$ .

19. Подогрев альдегидной жидкости. Выходит из элюрационной колонны и поступает в ректификационную колонну, где и осуществляется подогрев.  $T_{нач}=95,4^{\circ}\text{C}$ ,  $T_{кон}=96,4^{\circ}\text{C}$ .

20. Подогрев жидкого спирта. Выходит из ректификационной колонны и поступает в колонну конечной очистки, где и осуществляется подогрев.  $t_{нач}=111,2^{\circ}\text{C}$ ,  $T_{кон}=112,2^{\circ}\text{C}$ .

21. Подогрев разведенного спирта. Выходит из колонны конечной очистки и поступает в колонну концентрирования смесей, где и осуществляется подогрев.  $T_{нач}=110,7^{\circ}\text{C}$ ,  $T_{кон}=111,7^{\circ}\text{C}$ .

Для дальнейшего анализа необходимо определить значение мощности рекуперации для существующего процесса.

На данный момент, есть только один теплообменный аппарат, который принимает участие в рекуперации – Е1.

В таблице 1 приведен перечень определенных параметров для данных потоков.

Таблица 1

Потоковые данные технологических потоков, включенных в интеграцию для пятиколонной установки производства спирта

№	Поток	Тип	$T_s, ^\circ\text{C}$	$T_T, ^\circ\text{C}$	$CP, \text{кВт}/^\circ\text{C}$	$\alpha, \text{кВт}/\text{м}^2$	$\Delta H, \text{кВт}$	$G, \text{кг}/\text{с}$
1	Спиртовой 96% пар ректиф. колонны после С1 и С2	гор	78.9	77.9	3819	8000	3819	1.66
2	Спиртовой пар ректиф. колонны после С3 и С4	гор	78.9	78.0	1140.40	8000	1026.4	0.44
3	Спиртовой пар рек-тиф. колонны после С5	гор	78.0	77.0	263.30	8000	263.30	0.11
4	Спиртовой пар ректиф. колонны после С6 и С7	гор	77.0	38.0	5.24	3000	204.5	0.002
5	Спиртовой 96% пар из колонны концентр. смесей после С8 и С9	гор	79.4	78.0	2988.29	7000	4183.6	1.80
6	Спиртовой пар из колонны концентрирования смесей после С10	гор	78.0	64.0	50.01	3000	826.1	0.36
7	Спиртовой пар из колонны концентрирования смесей после С11	гор	64.0	29.0	1.47	3000	51.53	0.02
8	Спиртовой 80.26% пар из колонны конечн. очистки после С12, С13	гор	94.3	87.0	291.26	3000	2126.2	0.92
9	Спиртовой пар из колонны конечн. очистки после С14, С15	гор	87.0	28.0	6.48	3000	382.2	0.16
10	Спиртовой пар из эдюрац. колонны после С16, С17, С18	гор	78.5	77.5	3606.2	7000	3606.2	1.57
11	Спиртовой пар из эдюрац. колонны после С19 и С20	гор	78.5	77.0	1331.1	7000	1996.7	0.87
12	Спиртовой пар из эдюрац. колонны после С21 и С22	гор	77.0	66.0	62.79	3000	941.8	0.45
13	Спиртовой пар из эдюрац. колонны после С23	гор	65.0	36.0	1.44	3000	41.90	0.02
14	Конечный спирт	гор	78.3	20.0	4.08	3000	238.1	1.45
15	Сточные воды из ректификац. колонны	гор	111.2	29.0	19.17	2600	1575.8	4.64
16	Сточные воды из колонны конечной очистки	гор	110.7	29.0	14.87	2600	1214.9	3.65



Как видно из диаграммы, система имеет большое количество горячих (пар) и холодных (охлаждающая вода) утилит, что обеспечивает системе не оптимальную рекуперации энергии. На основе имеющихся данных построим составные кривые процесса (рис. 3). Составные кривые содержат большой объем информации о системе технологических потоков, утилитной системе и эффективности использования тепловой энергии в процессе.

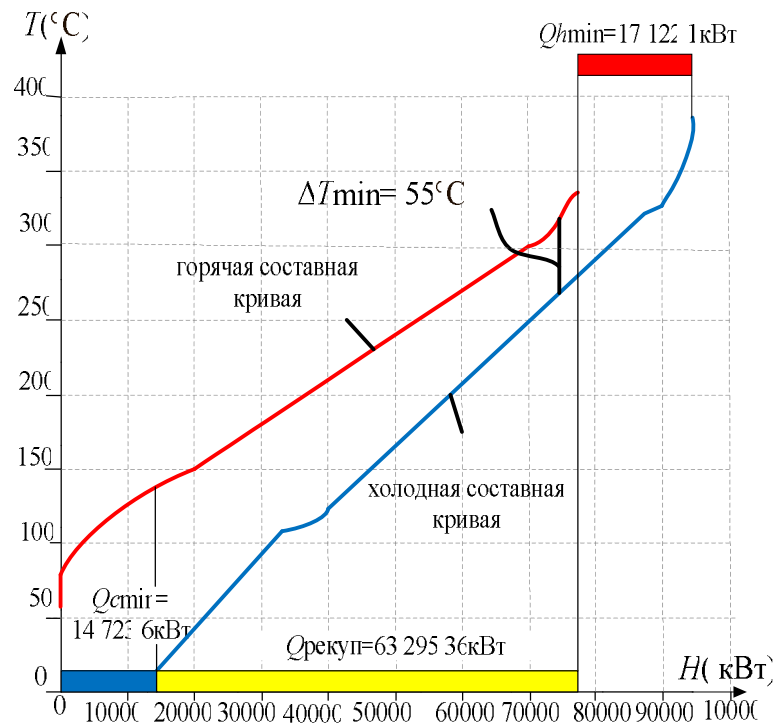


Рис. 3. Составные кривые существующего процесса:  $Q_{Hmin}$  - горячие утилиты;  $Q_{Cmin}$  - холодные утилиты,  $Q_{rec}$  - значение рекуперированной энергии

Проекция горячей кривой на энтальпийную ось 19 933 кВт – это не-рекуперированный участок, который требует охлаждения извне, то есть это величина мощности, необходимая для холодных утилит. Проекция холодной кривой на энтальпийную ось – 22 300 кВт, и эта часть потока также нуждается в подогреве извне, то есть равна мощности подводимого горячего пара. Участок, на котором горячая и холодная составные кривые совпадают, является той частью энергии процесса, который рекуперирован, и равен, соответственно, нагрузке на единственный установленный теплообменный аппарат Е1–2574 кВт. Минимальная разница температур при этом составляет  $\Delta T_{min} = 20^\circ\text{C}$ .



Для уточнения существующих данных было проведено моделирование схемы в среде пакета UniSim Design (рис. 4).

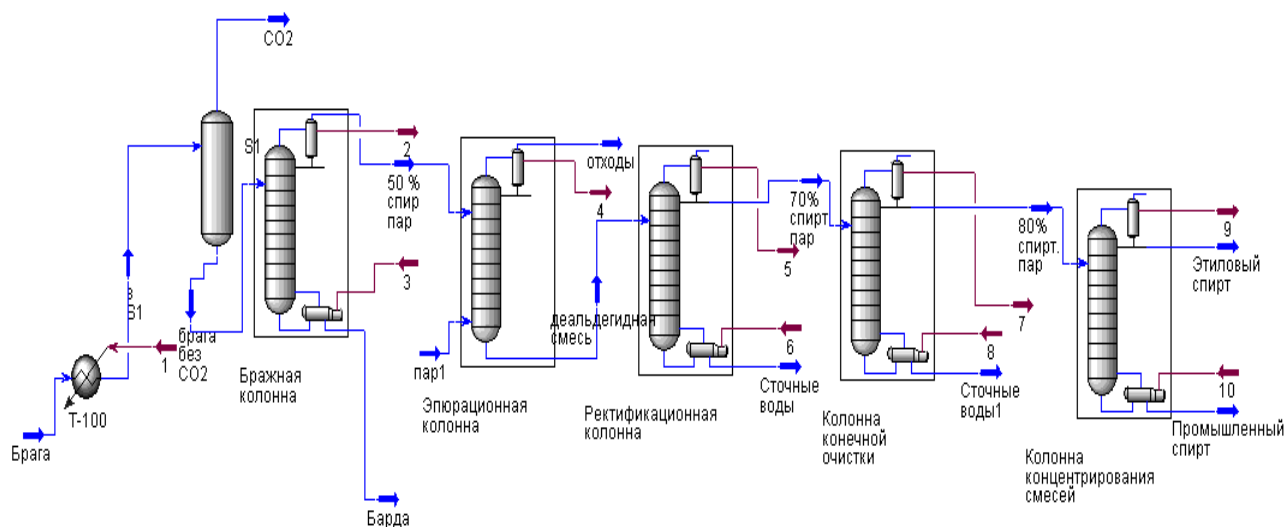


Рис. 4. Моделирование схемы в среде пакета UniSim Design

Программа Unisim Design, разработанная фирмой «Хайпротех», представляет собой пакет математического обеспечения, предназначенный для моделирования в стационарном режиме, проектирования химико-технологических производств, контроля продуктивности оборудования, оптимизации и бизнес-планирования [5].

**Заключение.** В результате проведенного обследования установки производства спирта были экстрагированы необходимые потоковые данные, на основе которых были построена сеточная диаграмма, составные кривые процесса и модель процесса в среде пакета UniSim Design.

**Список литературы:** 1. Сайт компании аудиторско-консалтинговой группы «СВ-Аудит»: [Электронный ресурс] – Режим доступа: <http://www.sv-audit.ru> 2. ZhaolinGu. Retrofitting of a distillery based on process synthesis / ZhaolinGu, Zhonghua Tao, Nan Xu // Energy conversion and management. Xi'an, China.- 2006. – 9 с. 3. Яровенко В.Л. Справочник по производству спирта / Яровенко В.Л., Устинников Б.А. – М: Легкая и пищевая промышленность, 1981. – 57 с. 4. Основы интеграции тепловых процессов / [Смит Р., Клемеш Й., Товажнянский Л.Л., Капустенко П.А., Ульев Л.М.]. – Харьков: НТУ «ХПИ», 2008 – 260 с. 5. Лисицын Н.В. Разработка моделей аппаратов химической технологии в системе компьютерного моделирования Hysys / Лисицын Н.В., Федоров В.И. – СПб: СПбГТИ, 2005. – 5 с.

Поступила в редколлегию 22.02.12