

Хусанов Алишер Евадиллович,
Ульев Леонид Михайлович,
Калдыбаева Ботагоз Мырзахметовна,
Сабырханов Дархан Сабырханович,
Болдырев Станислав Александрович

**Моделирование и оптимизация энергопотребления,
снижение уровня загрязнения промышленных
предприятий на основе интеграций процессов
с применением методов пинч-анализа**

Монография



Шымкент, 2017

МИНИСТЕРСТВО ОБРАЗОВАНИЯ И НАУКИ РЕСПУБЛИКИ КАЗАХСТАН

ЮЖНО-КАХАХСТАНСКИЙ ГОСУДАРСТВЕННЫЙ УНИВЕРСИТЕТ
ИМ.М.АУЭЗОВА

Хусанов Алишер Евадиллович,
Ульев Леонид Михайлович,
Калдыбаева Ботагоз Мырзахметовна,
Сабырханов Дархан Сабырханович,
Болдырев Станислав Александрович

МОДЕЛИРОВАНИЕ И ОПТИМИЗАЦИЯ ЭНЕРГОПОТРЕБЛЕНИЯ,
СНИЖЕНИЕ УРОВНЯ ЗАГРЯЗНЕНИЯ ПРОМЫШЛЕННЫХ ПРЕДПРИЯТИЙ
НА ОСНОВЕ ИНТЕГРАЦИЙ ПРОЦЕССОВ С ПРИМЕНЕНИЕМ МЕТОДОВ
ПИНЧ-АНАЛИЗА

МОНОГРАФИЯ

Шымкент, 2017

УДК 338.45:662.6

ББК 31

М74

Хусанов А.Е., Ульев Л.М., Калдыбаева Б.М., Сабырханов Д. С., Болдырев С.А. Моделирование и оптимизация энергопотребления, снижение уровня загрязнения промышленных предприятий на основе интеграций процессов с применением методов пинч-анализа (монография). –Шымкент: Южно-Казахстанский государственный университет им.М.Ауэзова, 2017. – 266 с.

ISBN 978-9965-07-446-2

В настоящей монографии приводятся результаты исследования сложных химико-технологических систем, которые используют тепловые и массообменные процессы для переработки сырья. Разработка новых технологий интеграции процессов с использованием принципов пинч-анализа, которые позволяют увеличить энерго- и ресурсоэффективность и снизить уровень загрязнения промышленных предприятий, использующих химико-технологические методы производства и переработки продуктов, а это наиболее энергоемкие предприятия промышленности Республики Казахстан.

Основной идеей пинч-анализа является устранение паразитного теплового потока от горячих утилит к холодным через теплообменную сеть или через сам процесс. При этом одновременно максимизируется рекуперация тепловой энергии. Суммарное изменение теплосодержания горячих технологических потоков можно представить одной зависимостью на энтальпийно-температурной диаграмме. Данная зависимость называется горячей составной кривой.

На установках казахстанских нефтеперерабатывающих (НПЗ) заводов удельное потребление энергии можно снизить на 30–50%. На установках первичной переработки нефти производительностью 2 млн. тонн сырой нефти в год полезную нагрузку можно уменьшить с 50 МВт до 21 МВт. На установках каталитического крекинга удельное энергопотребление можно уменьшить на 50%, срок окупаемости реконструкции установок не превысит 1 года.

На предприятиях пищевой промышленности, в процессах переработки растительных жиров удельное энергопотребление может быть уменьшено на 70–80%, срок окупаемости реконструкции не превышает 1 год.

Монография рекомендована для научных работников, исследователям и проектировщикам.

Монография рекомендована к изданию Ученом Советом ЮКГУ им.М.Ауэзова

Рецензенты:

Склабинский В.И. - д.т.н., профессор Сумского государственного университета, Украина;

Корганбаев Б.Н. – д.т.н., профессор, ректор Международного гуманитарно-технического университета;

Волненко А.А. – д.т.н., профессор, заведующий кафедры «Технологические машины и оборудования» ЮКГУ им. М.Ауэзова.

ISBN 978-9965-07-446-2

© Южно-Казахстанский государственный университет им.М.Ауэзова

Хусанов Алишер Евадиллович,
Ульев Леонид Михайлович,
Калдыбаева Ботагоз Мырзахметовна,
Сабырханов Дархан Сабырханович,
Болдырев Станислав Александрович

МОДЕЛИРОВАНИЕ И ОПТИМИЗАЦИЯ ЭНЕРГОПОТРЕБЛЕНИЯ,
СНИЖЕНИЕ УРОВНЯ ЗАГРЯЗНЕНИЯ ПРОМЫШЛЕННЫХ ПРЕДПРИЯТИЙ
НА ОСНОВЕ ИНТЕГРАЦИЙ ПРОЦЕССОВ С ПРИМЕНЕНИЕМ МЕТОДОВ
ПИНЧ-АНАЛИЗА

СОДЕРЖАНИЕ

ОБОЗНАЧЕНИЕ И СОКРАЩЕНИЯ	7
ВВЕДЕНИЕ.....	10
1 ОБЗОР СУЩЕСТВУЮЩИХ МЕТОДОВ СНИЖЕНИЯ УДЕЛЬНОГО ЭНЕРГОПОТРЕБЛЕНИЯ НА ПРОМЫШЛЕННЫХ ПРЕДПРИЯТИЯХ..	14
1.1 Интеграция процессов	14
1.1.1 Пинч-технология и его классификация	14
1.1.2 Интеграция сложного производственного комплекса (Total Site) ...	16
1.1.3 Будущие тенденции - инновации в энергетике, ресурсах и энергетическое планирование с использованием углеродного следа	24
1.1.4 Некоторые интересные тематические исследования	25
1.1.5 Оптимизация для экономии энергии и сокращения выбросов	26
1.1.6 Планирование в тепло-интеграции и повторное использование воды для периодических процессов	27
1.1.7 Периодическое производство с уменьшением затрат на очистку ...	27
1.1.8 Стратегический план – Декомпозиция против Интеграции - для оптимизации процесса	28
1.1.9 Процесс изнутри - интенсификация процесса	28
1.2 Проектирование химико-технологической системы	31
1.2.1 Проектирование теплообменных систем	34
1.2.2 Применение пинч-анализа в промышленности	35
1.2.3 Методы энергосбережения в промышленности	36
1.2.4 Снижение потребления энергии при изменении технологического процесса	39
1.2.5 Применение современного оборудования при модернизации производств	41
2 МЕТОДЫ ОПРЕДЕЛЕНИЯ ЭНЕРГОПОТРЕБЛЕНИЯ В ХИМИКО- ТЕХНОЛОГИЧЕСКИХ СИСТЕМАХ НА ОСНОВЕ ИНТЕГРАЦИИ ПРОЦЕССОВ	46
2.1. Метод построения составных кривых технологических потоков	46
2.2. Метод расчета количества теплообменных аппаратов и целевой поверхности теплообмена в системах рекуперации тепла	51
2.3. Метод построения больших составных кривых технологических потоков	54
3 АНАЛИЗ ТЕПЛООБМЕННОЙ СИСТЕМЫ ПЕРЕРАБОТКИ НЕФТИ НА ПРИМЕРЕ АТЫРАУСКОГО НЕФТЕПЕРЕРАБАТЫВАЮЩЕГО ЗАВОДА	58
3.1 Текущее состояние производства	58
3.2 Общая характеристика производственного объекта и назначение технологического процесса	59
3.3 Анализ структуры затрат на переработку нефти установкой АВТ-1	65
3.4 Существующее состояние использования энергоресурсов	67

3.4.1 Использование топлива	67
3.4.2 Использование тепловой энергии	69
3.4.3 Использование электрической энергии	70
4 АНАЛИЗ ИСПОЛЬЗОВАНИЯ ЭНЕРГИИ	73
4.1 Анализ использования топлива	73
4.2 Анализ использования тепловой энергии	75
4.2.1 Тепловой баланс установки	75
4.2.2 Анализ использования тепла на технологических теплообменниках	76
4.3 Анализ использования пара	78
4.4 Анализ использования оборотной и промышленной воды	80
4.5 Анализ потерь тепловой энергии на воздушных холодильниках	83
4.6 Анализ использования электрической энергии	85
4.6.1 Исследование режимов потребления электроэнергии установкой АВТ-1	86
4.6.2 Исследование режимов потребления электроэнергии насосами АВТ-1	91
5 ОБСЛЕДОВАНИЕ УСТАНОВКИ АВТ – 1 И ЭКСТРАКЦИЯ ТЕХНОЛОГИЧЕСКИХ ДАННЫХ	96
6 ОПРЕДЕЛЕНИЕ ЭНЕРГОСБЕРЕГАЮЩЕГО ПОТЕНЦИАЛА ПРОЦЕССА ПЕРВИЧНОЙ ПЕРЕРАБОТКИ НЕФТИ НА УСТАНОВКЕ ЭЛОУ-АВТ «АТЫРАУСКИЙ НЕФТЕПЕРЕРАБАТЫВАЮЩИЙ ЗАВОД»	105
7 ОПРЕДЕЛЕНИЕ КРИТЕРИЕВ ЭФФЕКТИВНОСТИ ХИМИКО- ТЕХНОЛОГИЧЕСКИХ СИСТЕМ С НЕПРЕРЫВНЫМ ЦИКЛОМ ПРОИЗВОДСТВА И ИССЛЕДОВАНИЕ ТЕРМОДИНАМИЧЕСКОЙ СТРУКТУРЫ	129
7.1 Основные экономические показатели эффективности при предвари- тельном проектировании химико-технологических систем	129
7.2 Краткая характеристика проектируемого производства на примере Атырауского нефтеперерабатывающего завода	142
7.3 Определение и анализ текущих зависимостей технико-экономи- ческих расходов (ТЭР) от состава сырья и объемов переработки продукции	144
8 РАЗРАБОТКА МЕТОДОВ И ПРАВИЛ ОПТИМАЛЬНОЙ ТЕРМОДИНАМИЧЕСКОЙ ИНТЕГРАЦИИ ТЕХНОЛОГИЧЕСКИХ ПОТОКОВ ХИМИКО-ТЕХНОЛОГИЧЕСКИХ СИСТЕМ	153
8.1. Метод построения составных кривых технологических потоков	153
8.2 Метод расчета количества теплообменных аппаратов и целевой поверхности теплообмена в системах рекуперации тепла	158
8.3 Метод построения больших составных кривых технологических потоков	161
8.4 Результаты инструментальных обследований установки первичной переработки нефти	163

8.4.1 Инструментальный анализ использования топлива	163
8.4.2 Инструментальный анализ использования электроэнергии и общая характеристика системы электроснабжения	165
8.4.3 Инструментальный анализ использования воды и средства измерения расхода оборотной воды	167
9 СОЗДАНИЕ МЕТОДОВ СИНТЕЗА СЛОЖНЫХ СЕТЕЙ ТЕПЛООБМЕННИКОВ	169
9.1. Определение технологических потоков АВТ-3 для теплоэнергетической интеграции	169
9.2 Анализ существующего теплообменного оборудования на комбинированной установке АВТ-3	173
9.3 Материальный и тепловой баланс установки	176
9.4 Определение энергосберегающего потенциала установки первичной переработки нефти ЭЛОУ-АВТ-3,0	179
9.5 Анализ существующего процесса первичной переработки нефти	183
10 РАЗВИТИЕ МЕТОДОВ ОПРЕДЕЛЕНИЯ КАПИТАЛЬНЫХ ЗАТРАТ И ЦЕЛЕВЫХ ЗНАЧЕНИЙ ДЛЯ ОБЩЕЙ ПРИВЕДЕННОЙ СТОИМОСТИ ТЕПЛООБМЕННОЙ СИСТЕМЫ ХИМИКО-ТЕХНОЛОГИЧЕСКОГО ПРОЦЕССА ДО ПРОЕКТИРОВАНИЯ САМОЙ ТЕХНОЛОГИЧЕСКОЙ СХЕМЫ ПРОЕКТА РЕКУПЕРАТИВНОЙ СИСТЕМЫ	189
10.1 Первый вариант проекта реконструкции теплообменной системы АВТ-3	189
10.2 Второй вариант проекта реконструкции теплообменной системы АВТ-3	194
10.3 Предварительная экономическая оценка и методы определение капитальных затрат и целевых значений для общей приведенной стоимости теплообменной системы	199
10.4 Оценка экономической эффективности проекта	202
СПИСОК ИСПОЛЬЗОВАННЫХ ИСТОЧНИКОВ	205
ПРИЛОЖЕНИЯ	227

ОБОЗНАЧЕНИЯ И СОКРАЩЕНИЯ

A – поверхность теплообмена, m^2 ;
 A^* – модифицированное значение площади поверхности теплообмена, m^2 ;
 A – стоимость установки теплообменного аппарата, \$ (или другая денежная единица);
 A_{min} – минимальная целевая поверхность теплообмена, m^2 ;
 $A_{сущ.}$ – существующая поверхность теплообмена, m^2 ;
BC – барометрический конденсатор;
 b – коэффициент, отражающий стоимость 1 m^2 поверхности теплообмена, \$;
 C – охладитель;
 $C_{1,2...}$ – холодный поток с соответствующим номером;
CE – центрифуга;
CR – резервуар сиропа;
 CO_x – окислы углерода;
 c – коэффициент, отражающий нелинейность зависимости стоимости теплообменного аппарата от площади теплообменной поверхности;
 c_p – удельная теплоемкость, Дж/кг К;
CP – потоковая теплоемкость, Вт/ К;
 CP_H, CP_C – потоковые теплоемкости горячих и холодных потоков, Вт/ К;
 CS_i – стоимость $i^{го}$ теплообменника, \$;
 CS_j – стоимость $j^{го}$ нагревателя, \$;
 CO_k – стоимость $k^{го}$ вспомогательного нагревателя, \$;
DR – сушка;
F – фильтр;
H – нагреватель (кипятильник пара низкого давления) на сеточных диаграммах;
 $H_{1,2...}$ – горячий поток с соответствующим номером.
H – потоковая энтальпия, Вт;
 h – коэффициент теплоотдачи, Вт/ m^2K ;
 h^* – модифицированный коэффициент теплоотдачи, Вт/ m^2K ;
 K – коэффициент теплопередачи, Вт/ m^2K ;
LV – дефекация;
 M – массовый расход, кг/с;
 q_j – тепловой поток от $j^{го}$ технологического потока;
 Q_H – мощность, подводимая к процессу, Вт;
 Q_{Hmin} – целевое значение величины горячих утилит, потребляемых процессом, Вт;
 Q_C – мощность, отводимая от процесса, Вт;
 Q_{Cmin} – целевое значение величины холодных утилит, потребляемых процессом, Вт;
 Q_R, Q_{Rec} – мощность рекуперации в теплообменной сети, Вт;
 Q_{Real} – реальное потребление утилит, Вт;
 Q_T – целевое значение утилит, Вт;
 $Q_{ВД}$ – теплота, подводимая к процессу с помощью пара высокого давления, Вт;

$Q_{\text{НД}}$ – теплота, подводимая к процессу с помощью пара низкого давления, Вт;
 $Q_{\text{Потери}}$ – потери теплоты в котле и паровых магистралях, Вт;
 $Q_{\text{Топл}}$ – теплота, выделяемая при сгорании топлива, Вт;
 R – отношение теплоемкостей теплоносителей в теплообменном аппарате;
 S – число потоков, включая утилиты;
 T, T_S, T_T – температура текущая, начальная (снабжения) и конечная (целевая), К (или °С);
 T_0 – температура окружающей среды, К (или °С);
 T_{PC} – пинч-температура холодных потоков, К (или °С);
 T_{PH} – пинч-температура горячих потоков, К (или °С);
 T_C, T_H – температуры холодных и горячих потоков, К (или °С);
 $T_{\text{ВХ}}$ – температура потока на входе в теплообменный аппарат, К (или °С);
 $T_{\text{ВЫХ}}$ – температура потока на выходе из теплообменного аппарата, К (или °С);
 T_{hS} – температура входа горячего потока, К (или °С);
 T_{ht} – температура выхода горячего потока, К (или °С);
 T_{CS} – температура входа холодного потока, К (или °С);
 T^* – интервальные (сдвинутые) температуры, К (или °С);
 VP – вакуум-аппарат;
 W – работа, Дж;
 XP – общий поток тепловой энергии через пинч, Вт;
 XP_1 – поток тепловой энергии от горячих утилит к подсистеме, находящейся ниже пинча, Вт;
 XP_2 – поток тепловой энергии через пинч от процесса к процессу, Вт;
 XP_3 – поток теплоты от подсистемы, находящейся выше пинча, к холодным утилитам, Вт;
 $АФ$ – аффинация;
 $БСК$ – большая составная кривая;
 $В$ – воздух;
 $ВК$ – вторичный конденсат;
 $ВД$ – пар высокого давления;
 $ВД \text{ см.}$ – вход в ресивер высокого давления;
 $ВП$ – выпар корпусов выпарной установки;
 $ГП$ – греющий пар;
 $ДФ$ – диффузионный сок;
 $ДС$ – дефекованный сок;
 $КЗ$ – капитальные затраты;
 $НД$ – пар низкого давления;
 $ОВ$ – охлаждающая вода;
 $ОВД$ – пар очень высокого давления;
 $ОС$ – очищенный сок;
 $ОТ$ – охлаждение до отрицательных температур по Цельсию;
 $П$ – продукт;
 $ПК$ – конденсат греющего пара;
 $ПКЗ$ – приведенные капитальные затраты;

С – сырье;
СД – пар среднего давления;
СПВ – сок перед выпаркой;
СС – сок сатурации;
СТ – свекольная стружка;
Ц – стоимость теплообменного оборудования, \$;
ЦПП – центральный профиль процесса;
 α – коэффициент эффективности использования теплопередающей поверхности сети теплообменников;
 $\Delta T_{\min}$ — минимальная разность температур между потоками на теплообменном оборудовании, К (или °С);
 ΔT – разность температур, К (или °С);
 ΔT_{LM} – среднелогарифмическая разность температур, К (или °С);
 ΔH – изменение потоковой энтальпии, Вт;
 η_c – КПД цикла Карно;
П – приведенные затраты, \$/год;

Индексы

in – обозначает потоки, входящие в пинч;
out – обозначает потоки, выходящие из пинча;
C – относящийся к холодным потокам;
cold, хол – относящийся к холодным потокам;
H – относящийся к горячим потокам;
hot, гор – относящийся к горячим потокам;
pinch – для величин, локализованных в точке пинча;
S – относящийся к начальным температурам (температурам снабжения);
T – относящийся к конечным температурам (целевым температурам);
сеть – относящийся ко всей сети теплообмена.

ВВЕДЕНИЕ

Оценка современного состояния решаемой научно-технической проблемы. Энергосбережение, глобальное потепление и выбросы парниковых газов стали главными технологическими, социальными и политическими вопросами. Они имеют стратегическое значение, будучи тесно связанными с энергоснабжением. Сопоставление уровня жизни различных стран и потребления энергоресурсов на душу населения показывает прямо пропорциональную зависимость между этими величинами [1]. В настоящее время население Земли составляет численность ~ 6 млрд. человек и они потребляют около 15 млрд. т условного топлива (т.у.т.) в год. Величина эта крайне неравномерно распределена по странам. Промышленно развитые страны потребляют 11 – 12 млрд. т.у.т. в год, на весь остальной мир приходится ~ 4 млрд. т.у.т. в год. Это приводит к тому, что в развитых странах средняя энергетическая мощность, приходящаяся на одного человека, равна 10 кВт, что соответствует потреблению 11 т.у.т. в год одним человеком. В развивающихся же странах на одного человека приходится мощность 0,001 – 0,5 кВт.

И если исходить из сценария демократического развития общества, исключающего насильственное подавление одной части населения планеты другой, то относительная стабилизация энергопотребления возможна только после достижения всеми странами уровня энергопотребления, достигнутого развитыми странами (~ 10 кВт/чел). Это потребует минимум 100-кратного увеличения производства энергии. В настоящее время мировое энергопотребление более, чем на 90 % удовлетворяется за счет ископаемых углеродных источников, из которых почти 40 % приходится на долю нефти. Обеспечить длительно устойчивое развитие цивилизации за счет углеводородных ископаемых источников не представляется возможным вследствие ограниченных сырьевых запасов.

Оценка доказанных мировых запасов нефти составляет величину ~ 1500 млрд. т.у.т. [2], запасов угля – ~ 700 млрд. т.у.т. [3], запасов природного газа – 200 млрд. т.у.т. [4]. Общий ресурс доказанных запасов углеводородного сырья составляет величину ~ 2400 млрд. т.у.т. Современные прогнозы с учетом увеличения энергопотребления, показывают, что активных запасов ископаемого углеводородного сырья хватит человечеству на 40 – 50 лет.

Актуальность темы. Стратегические усилия мирового сообщества должны быть направлены, прежде всего, на рациональное использование энергетических ресурсов, снижение удельной энергоемкости производства и удельного расхода энергии на поддержание достойного уровня жизни. Это означает, что необходимо разрабатывать и внедрять энергосберегающие мероприятия, начиная от процессов добычи углеводородного сырья, его переработки в товарную продукцию и заканчивая ее потреблением конечным пользователем так, чтобы обеспечивать и экологическую чистоту сферы обитания человека.

Научная новизна. Использование принципов интеграции процессов во многих отраслях промышленности дает ощутимый экономический, социальный и экологический эффект. Поэтому применение предлагаемой инновационной технологии для промышленных предприятий очень актуально и есть предпосылки на реализацию идеи именно в Казахстане.

Практическая ценность. Практическое применение разрабатываемой теории интеграции процессов выражается также в проведении анализа энергопотребления химических производств и систем теплоснабжения, на предприятиях нефтеперерабатывающей, коксохимической, металлургической, промышленности строительных материалов. Анализ показал, что энергосберегающий потенциал составляет 45-60% потребляемой энергии.

Коммерциализация результатов. На типичном сахарном заводе производительностью 3000 тонн сахарной свеклы в сутки потребление ретурного пара можно уменьшить с 68 кг на 100 кг перерабатываемой свеклы до 50 кг на 100 кг свеклы. И это несмотря на то, что производство сахара традиционно является глубоко интегрированным процессом, срок окупаемости пинч-реконструкции не превысит продолжительность одной свекловичной компании[5].

На установках казахстанских нефтеперерабатывающих (НПЗ) заводов удельное потребление энергии можно снизить на 30–50%. На установках первичной переработки нефти производительностью 2 млн. тонн сырой нефти в год полезную нагрузку можно уменьшить с 50 МВт до 21 МВт. На установках каталитического крекинга удельное энергопотребление можно уменьшить на 50%, срок окупаемости реконструкции установок не превысит 1 года.

В процессе производства двуокиси титана мощностью 20 тыс. тонн пигмента в год удельное энергопотребление можно снизить на 82 %, срок окупаемости не превысит 1 год.

В процессах дистилляции каменноугольной смолы на коксохимических заводах снижение удельного энергопотребления может достичь 75%.

На предприятиях пищевой промышленности, в процессах переработки растительных жиров удельное энергопотребление может быть уменьшено на 70–80%, срок окупаемости реконструкции не превышает 1 год.

На всех рассмотренных производствах при пинч-реконструкции также достигается уменьшение удельного потребления охлаждающей воды (пресной) на 50%.

В коммунальном хозяйстве региона потребляется еще около 3 млн.т.условного топлива. Это те направления хозяйственной деятельности, в которых прежде всего могут быть применены методы интеграции процессов. При снижении удельного энергопотребления в регионе на 20 млн. т. условного топлива, эмиссия углекислого газа уменьшится на 40 млн. тонн в год.

Промышленные предприятия потребляют 45-50% энергоресурсов государства и являются основными источниками вредных веществ. Особенно неблагоприятен в этом отношении Северо-Восточный и Южные регионы Казахстана, где уровень выбросов достигает величины 110 т/км² в год из-за

концентрации промышленных предприятий. Удельное энергопотребление в промышленности Казахстана в 2-3 раза выше, чем в экономически развитых странах, что свидетельствует о наличии большого энергосберегающего потенциала на промышленных предприятиях, а также о возможности уменьшения техногенной нагрузки на окружающую среду[1,5-7].

Методы такого снижения известны, и в последние десятилетия получили широкое распространение в индустриально развитых странах, это методы интеграции процессов и, в частности, метод пинч-анализа [8]

Опыт работы на производствах химических и нефтехимических отраслей в СНГ показывает, спроектированные заводы в бывшем СССР, обладают приблизительно одинаковой энергоэффективностью, на первичную переработку 1 тонны сырья используется ~ 30–35 кг условного топлива.

Применяя методы интеграции процессов можно на 30% снизить удельное энергопотребление в процессах переработки сырья в химических и нефтехимических производствах. Методы интеграции процессов первичной переработки мощностью 9,5 млн. тонн в год при стоимости 1 тонны условного топлива ~ 100 долл. США даст прибыль ~10 млн. долл. США в год, т.е. позволяет выйти на уровень самых современных производств в мире[8].

Обоснование необходимости проведения научно-исследовательской работы. Опыт работы на производствах химических и нефтехимических отраслей в СНГ показывает, спроектированные заводы в бывшем СССР, обладают приблизительно одинаковой энергоэффективностью, на первичную переработку 1 тонны сырья используется ~ 30–35 кг условного топлива. Применяя методы интеграции процессов можно на 30% снизить удельное энергопотребление в процессах переработки сырья в химических и нефтехимических производствах. Методы интеграции процессов первичной переработки мощностью 9,5 млн. тонн в год при стоимости 1 тонны условного топлива ~ 100 долл. США даст прибыль ~10 млн. долл. США в год, т.е. позволяет выйти на уровень самых современных производств в мире[9].

Энерго- и ресурсосбережение можно рассматривать как оптимизацию материальных и энергетических потоков, в то же время эту задачу можно понимать как поиск новых путей рационального использования сырья и энергии для получения необходимых продуктов. Такой взгляд на проблему приводит к рассмотрению задачи рационального использования сырьевых и энергетических ресурсов на различных иерархических уровнях, начиная от молекулярного и кончая окружающей средой и рынком [10]. Принципиальными путями энерго- и ресурсосбережения можно рассматривать различные иерархические уровни, условно названных как нано-, микро-, мезо-, макро- и мегамасштаб. Здесь речь идет о поиске химических реакций или их последовательности, обеспечивающих в идеальном случае безотходную технологию. При этом атомная эффективность, характеризующая степень использования атомов исходных реагентов, должна приближаться к 100 %. Это означает, что все компоненты, получающиеся в результате химической реакции, должны являться используемыми продуктами.

Свой вклад в решение проблемы на уровне наномасштаба, может внести и интеграция процессов, понимаемая здесь как принцип одновременного химического превращения и разделения продуктов реакции. Здесь проблема рационального использования материалов и энергии решается путем создания новых, совершенствования традиционных процессов разделения и реакционного узла. Существенный эффект вносит оптимизация традиционных способов разделения, таких как ректификация, абсорбция, экстракция, кристаллизация. Экономия достигается и созданием новых типов химических реакторов, ориентированных на проведение каталитических процессов.

Безреагентность, исключение фазовых переходов и применения растворителей, энергосбережение, экологическая чистота, сравнительная простота технологического оформления и относительно низкие температуры обуславливают высокую конкурентоспособность, а также широкое применение указанных процессов и это свидетельствует о высоком научно-техническом уровне разработки.

1. ОБЗОР СУЩЕСТВУЮЩИХ МЕТОДОВ СНИЖЕНИЯ УДЕЛЬНОГО ЭНЕРГОПОТРЕБЛЕНИЯ НА ПРОМЫШЛЕННЫХ ПРЕДПРИЯТИЯХ

1.1 Интеграция процессов

Интеграция процессов (ИП) – совокупность методологий созданных с целью объединения нескольких процессов для сокращения потребления ресурсов и выбросов вредных веществ в окружающую среду. Толчком для развития тепловой интеграции послужил энергетический кризис в 1970-х.

Удивительно, что ИП не терял интерес исследователей на протяжении почти 40 лет и стала преуспевающей в последнее время. Одной из первых работ связанных с этим направлением стала диссертация Хофманна [11]. Он не продолжил дальнейшие исследования и в то время потенциал этой работы не был признан научным сообществом. Бодо Линнхофф и его научный руководитель, покойный Джон Флауэр из университета Лидса продолжили эту работу. Они использовали работу Хофманна и в 1977 разработали базу пинч-технологии, которая в настоящее время является основой тепловой интеграции процессов. Как обычно, в случае новаторского нововведения, эту работу было трудно опубликовать. Благодаря их решительному настрою первые публикации появились в 1978 [12]. Они стали наиболее цитируемыми в истории химической технологии. Более или менее одновременно аналогичная работа была проведена и в Японии [13, 14]. Однако именно Бодо Линнхофф продвигал новую концепцию через научные круги и промышленность. Важным шагом стало его прибытие в UMIST, благодаря работе с компанией ICI Ltd в Ранкорне, Чешир, где он создал Центр Интеграции Процессов и Консорциум Исследования Интеграции Процессов.

1.1.1 Пинч-технология и его классификация

Публикация первой "красной" книги Линнхоффа и соавторов [15] играла ключевую роль в распространении тепловой интеграции. Книга получила новое, расширенное предисловие, отражающее современные события. Была снова массово цитируема в литературе и рассматривалась как первый обзор данной области. «Руководство пользователя» пинч-анализа обеспечило понимание наиболее распространенных проблем проектирования сети, включая проектирование сети теплообменников, достижение рекуперации тепла и выбора утилит. Данный метод основан на построении Составных кривых (СК) [16]. Это - визуальный инструмент, обеспечивающий отображения важных энергетических характеристик в простом виде. Перекрытие между кривыми представляет целевую рекуперацию тепла, в то время как минимальные потребности для нагрева и охлаждения представлены не пересекающимися сегментами холодных и горячих составных кривых, соответственно. Следует отметить, что при рекуперации тепла такие термодинамически обоснованные целевые значения не могут превышать существующих значений в действующей системе. СК играют важную роль в

процессе проектирования. При обычном написании алгоритма для Теплообменной сети (ТОС), задаются постоянными целевыми значениями для максимальной рекуперации энергии. Для процесса синтеза на основе Математического программирования или комбинаторики, они определяют соответствующие нижние границы на потребности утилит и капитальных затрат, сужают область поиска оптимизации. Признание термодинамических ограничений и связей с основной проблемой рекуперации тепла привело к разработке Метода пинч-проектирования [17]. Этот метод способен обеспечить максимальную рекуперацию тепла сети.

Дальнейшей разработкой тепло-интеграции стала Большая Составная кривая - БСК [18], вместе с Каскадным методом и Табличным алгоритмом [12]. БСК демонстрирует более четкое представление об области рекуперации, а также требований для нагрева и охлаждения - все это в условии соответствующего уровня температуры. Соответствующее сочетание утилит может быть направлено на минимизацию выбросов и/или стоимость утилит.

Массообмен и водный пинч

Вдохновленные успехом тепло-интеграции, исследователи распространили идею пинча на другие области - в частности, массообмен [19]. Ванг и Смит [20] разработали метод синтеза для промышленных сетей водоснабжения как особый случай сетей массообмена. Основная цель состояла в том, чтобы одновременно минимизировать потребление пресной воды и сброса сточных вод за счет максимального повторного использования технической воды. Генерация сточных вод может быть дополнительно уменьшена путем применения регенерации воды, позволяя дальнейшее повторное использование или рециркуляцию. При пинч-анализе для случаев минимизации водопотребления в прямоточном теплообменнике, когда существует проблема с загрязнением, построение составной кривой использования воды будет иметь вид графика зависимости концентрации загрязняющих веществ от создаваемого ими сопротивления. Применение водного пинч-анализа для множества факторов загрязнения, однако, является сложным и трудным. Главной проблемой становится выбор загрязняющего вещества для нанесения на график составных кривых. Доступно множество подходов. Один из них – математическое программирование; где водный пинч выступает в качестве предварительной сферы деятельности и инструментом визуализации.

Пинч-принцип применялся также к другим типам процессов и областям, главными из которых является полная интеграция, контроль водорода на НПЗ, оценка/минимизация углеродного следа, очистка сточных вод.

Водородный пинч

Ранее наличие водорода для нефтеперерабатывающих заводов не было проблемой, но появление новых тенденций вызвало повышение спроса. Для оценки доступных ресурсов была разработана методология с использованием так называемого Водородного пинч-анализа [21]. Она основана на построении составных кривых спроса и источников водорода на объекте с точки зрения

чистоты потока к расходу. Это используется для построения диаграммы излишков водорода, подобной БСК в тепло-интеграции. Данные инструменты позволяют инженерам найти системный водородный пинч и установить значения для рекуперации водорода, производства и импорта НПЗ. Эта методология была улучшена Hallale and Liu [22] с учетом давления как фактора, и следовательно, оптимального использования существующих компрессоров на заводе. Этот улучшенный метод может также учитывать затраты и компромиссы, включая производство водорода, компрессоры, топливо и стоимость трубопровода.

Кислородный пинч

Стремление создавать более рентабельные системы переработки отходов вдохновило на еще один пинч-принцип - Кислородный пинч-анализ [23]. Идея заключалась в проектировании минимального потребления кислорода для аэрации микроорганизмов. На основе этой цели были предложены технологическая схема и конструктивные изменения. Перемешивание и другие формы аэрации требуют затрат энергии, так что, анализ, основанный на принципах кислородного пинча ведет к исходным требованиям, связанным с энергосбережением. Также метод обеспечивает другие показатели – количественные цели для растворимости кислорода, время пребывания и нагрузка энергии окисления. При дальнейших исследованиях был предложен комбинированный Водно-Кислородный пинч-анализ [24]. Благодаря комбинации этих двух критериев экономия затрат на очистку сточных вод может быть достигнута до 30%.

1.1.2 Интеграция сложного производственного комплекса (Total Site)

Для лучшего осознания промышленной энергетической системы был разработан графический метод на концепции Общего вида [25]. Были введены понятия сетевой источник тепла и профилей теплоотвода. Объединив множество процессов с помощью паровой системы, дополнительная межпроцессорная рекуперация тепла может быть достигнута при использовании общего вида профилей как проводника. Метод позволяет установить целевые значения для полной рекуперации тепла. Данные для процесса рекуперации сначала преобразуют в Большие составные кривые (БСК). Провалы на БСК представляют собой область в пределах процесса, где отсутствует рекуперация тепла, а вид модифицированной БСК объединяет в себе профиль теплового источника и теплового стока. Профили источника и стока накладываются на температуры верхней сатурации пара и составные кривые паропотребления, рассчитанные на возможную передачу тепла от профиля теплового источника к кривой производства пара, а также от кривой паропотребления к профилю теплового стока. Работу Dhole и Линнхоффа [25] и Raissi [26] в дальнейшем развил Клемеш и соавторы [27]. На основе потоковых составных кривых, могут быть установлены термодинамические значения для производства тепла и энергии. Модель достижения когенерации доработали и

улучшили Mavromatis и Kokossis [28], затем Варбанов и соавтор. [29] и совсем недавно Варбанов и Клемеш [30].

Пресс-конференции внесли значительный вклад в развитие методологий ИП и распространение успешных тематических исследований. Бодо Линнхофф представил одну из своих последних пленарных лекций [31] об автоматизации интерфейса между моделированием и интеграцией. Это стало существенным шагом в экстракции данных для программных инструментов ИП. Пленарная сессия была довольно всесторонней и стала отправной точкой для этой важной задачи. Проблема вызвала интерес на протяжении последующих лет, и несколько программных пакетов предложили поддержку решения этой задачи. Несмотря на это еще много работы должно быть сделано для удовлетворения потребностей промышленного применения. Гюндерсен представил последние тенденции в области ИП, программного обеспечения и приложений [32]. Он сообщил о важности развития гибридных методов ИП, созданных путем слияния ранее конкурирующих школ – пинч-технологий и математического программирования. Vochenek и соавтор. [33] сравнил гибкость метода перекомпоновки ТОС с методом имитационного моделирования. Это была очень важная работа в области, которая по-прежнему заслуживает дальнейшего исследования. Zhu и др. [34] предложили повысить передачу тепла для разработки модифицированной ТОС, благодаря чему тепло-интеграция может извлечь выгоду. Эта методология заслуживает более широкого применения, особенно для исследований модернизации. Хасан и др.. [35] представил успешный анализ ИП и предложил модернизацию завода жидкого каталитического крекинга. Это стало одним из первых всесторонним тематическим исследованием комплексной модернизации. Калитвенцеф и др. [36] обосновали пользу применения ИП к изотермическим газовым турбинам. Plesu и соавтор. [37] продемонстрировали широкое применение ИП в Румынской нефтеперерабатывающей и нефтехимической промышленности. Клемеш и соавтор. [38], применили пинч-технологии в пищевой промышленности. Это получило дальнейшее развитие [39]. Они показали, что пинч-технология может применяться далеко за пределами нефтеперерабатывающей и нефтехимической промышленности. Mank и соавторы [40] представили проект механизма для гибких и энерго-эффективных ТОС. Этот механизм был основан на экспертной системе и оптимизации. Конференция '99 была проведена в Будапеште – Венгрия. Что стало главным шагом в развитии конференций – как в плане количества участников так и числа участников, так и рассмотренных областей. В пленарной лекции Смит [41] сделал обзор ИП. Чжу и Вайдисваран [42] рассмотрели расширение методологии общего вида – Анализ верхнего уровня. Этот подход имеет значительный потенциал, часть которого была реализована с его эффективной оптимизации на основе вычислений выполненных Варбановым и соавторы [43]. Фрейзер и Hallale [44] предприняли попытку уменьшения сточных вод благодаря пинч технологии и продемонстрировали это на заводе по экстракции золота. Интересным продолжением стала схема воздействия, демонстрирующая

уменьшение сточных вод вопреки плановым капиталовложениям. Hashemi-Ahmady и пр. [45] выступил с продолжающим тематику «Базис для Оптимального Синтеза Промышленных теплообменных сетей», одновременно объединяющим пинч-анализ и методы (MINLP). Эта идея имела своё продолжение в последующих пресс-конференциях. Желев и Bhaw [46] представили Кислородный пинч-анализ, объединив его с водным пинч-анализом для очистки сточных вод. Клемеш с коллегами [47] обобщили обширный опыт модернизации сахарных заводов в Польше, использовавших интеграцию процессов. Они представили реализацию тепловой интеграции вплоть до уровня общего вида, рассматривающего характеристики модернизации в сочетании с модификацией процесса, основанной на тесном сотрудничестве с персоналом заводов. Aaltola [48] предложил тематическое исследование интеграции целлюлозно-бумажного комбината для двух участков централизованного отопления с учётом сезонных изменений. Тем не менее, на этом этапе несколько важных вопросов были разработаны и открыты для будущих исследований. Ещё одно тематическое исследование было проведено на заводе BIO-IGNAT [49] по интегрированной в газификацию воздушной турбине, посвящённое тепловому и эксергетическому анализу снабжения топливом из биомассы. Это новый тип задач, одновременно использующих интеграцию тепла и эксергетический анализ. Dogru и пр. [50] выполнил тематическое исследование использования программных инструментов из Linnhoff March [51] для завода по производству аммиака. Однако, анализ включал только первый шаг и не перетекал в последующие шаги тепловой интеграции. Galli и Cerda [52] позаимствовали метод, основанный на MINLP, для синтеза теплообменных сетей с минимальным числом аппаратов. Их метод может быть успешен в сочетании с интеграцией процессов. Родера и Bagajewicz [53] предложили метод тепловой интеграции между заводами с использованием универсальных теплообменников. Они расширили метод минимальных сочетаний Papoulias'a и Grossmann'a [54]. Их теория получила дальнейшее развитие. Gottschalk и пр. [55] приложил экспертную систему тепловой интеграции для энергетической интеграции химических процессов в промышленности. Интересной особенностью было сочетание с пинч-технологией, продемонстрированной на промышленном примере синтеза Метил-3-бутилового эфира. Этот метод всё ещё имеет хороший потенциал для дальнейшего изучения. Markowski [56] представил глубоко проработанное промышленное исследование по усовершенствованию аппарата прямой дистилляции. Оно включает в себя элемент загрязнённости и приближает это исследование к промышленным условиям. Seikova и пр. [57] представили модернизацию по устранению узких мест в системе тепловой интеграции дистилляции сырой нефти на основе предыдущих работ команды UMIST [58], базирующихся на методе, представленном Варбановым и Клемешем [59, 60]. Товажнянский и др. [61] использовал распространение методологии тепловой интеграции для сотрудничества с UMIST, подчинённому британскому фонду Know-How, в области централизованного теплоснабжения, химической

промышленности, производству аммиака и пищевой промышленности всей Украины.

Калитвенцеф и соавтор. [62, 63] подчеркнули, что могут быть созданы лучшие решения для процесса устойчивости посредством процесса интеграции энергии. Они поделились своим опытом в осуществлении процесса энергетической интеграции и вкладом в процесс устойчивости при производстве аммиака, в том числе комбинированного производства тепловой и механической энергии для существующего процесса. Пинч-технология и ее нововведения предлагает эффективный и практичный метод проектирования ТОС для новых проектов и модернизации старых. Аль-Риями и соавтор. [64, 65] продемонстрировали анализ тепло-интеграции модернизации ТОС завода жидкого каталитического крекинга. Исследования показали возможности для улучшения рекуперации тепла. Новая сеть была спроектирована с использованием пинч-методов. Грабовский и соавтор. [66] представил тематическое исследование минимизации потребления энергии при производстве сахара, применяя ИП. Минимальное энергетическое потребление процесса было определено одновременным энергетическим планированием и оптимизацией испарения. Были изучены энергетические системы, использующие разнообразные технологии СНР и различные выпарные установки с возможным сочетанием с паровыми компрессорами. Диапазон допустимых решений был определен в рамках минимального потребления энергии и общей площади теплопередачи выпарной установки и ТОС.

Sadhukhan and Zhu [67] рассмотрели интеграцию газовых технологий в контексте НПЗ для использования газификации с целью получения экономической прибыли в полном объеме. Стратегия поэтапной оптимизации была разработана для охвата процессов взаимодействия НПЗ, системы газификации, водородной и утилитной систем. Интеграция переработки отходов в энергию является хорошим вариантом для термической обработки отходов. Vebar и соавтор. [68] продемонстрировали способ эффективного использования тепла сжигаемых продуктов и таким образом частичной компенсации затрат на термическую обработку отходов. Cheung и др. [69] обратил внимание на еще один важный аспект в ИП. Они представили общий вид планирования технического обслуживания для лучшего использования энергии. Для минимизации воздействия на производство и утилитные системы при проведении регламентных работ, планирование должно быть тщательно продуманным с рассмотрением всех утилит и материального баланса.

Смит [70] подчеркнул преимущества ИП для снижения воздействия на окружающую среду в своей пленарной лекции. Он отметил, что методы ИП вышли за пределы своей первоначальной сферы решения энергетических проблем, чтобы иметь возможность решать более широкий круг вопросов процесса проектирования. Родера и соавтор. [71] представили свой вклад для улучшения работы в методологию ИП ТОС. Их методология показала особенности рабочего процесса для помощи в анализе существующего проекта ТОС, когда изменяются условия эксплуатации. Это способствовало

привлечению инженеров к повседневной эксплуатации и техническому обслуживанию сети. Метод достижения оптимальной целевой интеграции системной утилиты был продемонстрирован Марешаль и Калитвенцеф [72, 73]. Они рассмотрели мультипериодную оптимизацию объединения моделей для выбора и достижения оптимальной стратегии эксплуатации утилитных систем. Она включает в себя газовые турбины, паровые сети и системы охлаждения вместе с расчетом оптимальной системы рекуперации тепла. Вацлавек и соавтор. [74] изучали давления как другой параметр составляющих кривых в тепло интеграции. Была сделана важная попытка оценить значение давления в тепло-интеграции. Стоимость оценки может оказать существенное влияние на рентабельность проекта. Таал и соавтор. [75] представили резюме распространенных методов, используемых для оценки стоимости теплообменного оборудования и прогноза стоимости источников энергии. Это показало актуальность выбора правильного метода и надежности прогноза стоимости источников энергии используемых при выборе между альтернативными методами модернизации или при попытке определения жизнеспособности проекта модернизации.

Важным дополнением к методологии интеграции процессов является целостная идея Sorin'a и Hammache [76], использующие новую модель задания целевых параметров. Была предложена модифицированная Большая Составная Кривая Сети Утилит. Новая модель учитывала потребление топлива, требования к охлаждению, а также направленность производства с высокой точностью и представляла их в виде особого сегмента на T(H)-диаграмме. Теора Calva и др. [77] представили концепцию тепловой интеграции в системе тригенерации. Применение термодинамических моделей помогает имитировать основные компоненты системы, а также позволяет быстро и интерактивно проектировать оптимальную схему тригенерации, используя имеющиеся данные о прибыльности газовых турбин. Lavric и пр. [78, 79] показали преимущества и недостатки энергетической интеграции при помощи виртуальных теплообменников. Особенности предложенной Интеграции энергии реакторов демонстрируются промышленным исследованием на сдвоенном теплоинтегрированном реакторе по производству метанола. Браун и др. [80, 81] объединил пинч-анализ, энергоанализ и оптимизационные техники для определения целевых значений энергии в бумажно-целлюлозной промышленности, выразив их в единицах стоимости энергии вместо требований к энергии. Определение термодинамических и технологических требований к энергии может являться ценным инструментом на начальных этапах процесса энергетического анализа. Метод интеграции процессов распространился и на проектирование водных сетей. Foo и др. [82, 83] применил водный пинч-анализ для синтеза сетей максимальной регенерации воды в периодических процессах. Была продемонстрирована новая численная техника – каскадный анализ воды по времени. Эта новая сеть демонстрировала преимущество в ясном отображении природы поведения водной сети периодического процесса во времени. Majozí [84] представил эффективную

технику для минимизации количества сточных вод в периодическом процессе, сформулировав задачу по методу математической модели MINLP. Эта работа по водной интеграции минимизировала количество сточных вод посредством внедрения многочисленных рециклов и технологий повторного использования. Желев [85] предложил расширенную пинч-технология для работ по водо- и энергоменеджменту. Приложение методологии было разработано для достижения сохранения воды посредством минимизации потерь при выпаривании. Его значимость была продемонстрирована исследованиями на электростанции, пивоваренном заводе и ткацкой фабрике.

Kaggerud и соавторы [86] предложили новое направление ИП объединенное с химической интеграцией. ИП и химическая интеграция предлагаются как вариант для повышения общей эффективности, поскольку используется совместное производство энергии и химикатов. Совместно они могут дать экономию в масштабе сбережения, эффективнее использовать сырье, улучшить энергетическую эффективность и экономить капитальные затраты. Другой тепло-интеграционный вклад представил Anantharaman и соавтор. [87]. Пинч-анализ, энерго-анализ и оптимизация использовались независимо или в комбинации для энерго-интеграции технологических установок. Cziner и соавтор. [88] обратились к потенциалу мультикритериев, эффективности принятия решений при проектировании завода с помощью ИП. Была представлена иерархическая методология принятия решения, куда для более высокого качества продукции были включены: окружающая среда, правила техники безопасности, растущий спрос потребителей. В тематическом исследовании рассматривалась печь обжига, с последующей очисткой дымовых газов и систем рекуперации тепла.

Желев [85] расширил пинч-принцип с возможностью повышения прибыли и снижения инвестиционных затрат за счет комплексного управления ресурсами, такими как электроэнергия, пар и пресная вода. Были созданы стоимостные составные кривые для достижения оптимальной рентабельности, чтобы направлять процесс принятия решений в контексте ключевых решений. Аналогия сеточной диаграммы использовалась для отображения денежных потоков, которые могут обеспечить достижение цели.

На основе пинч-анализа, процедура минимизации работы привода компрессора в холодильной системе была предложена Markowski и соавтор. [89]. Они изучили термическое разделения углеводородных смесей в последовательно тепло-интегрированной ректификационной колонне в сочетании с системой охлаждения и ТОС. Автоматизированный подход для тепло-интеграции был предложен Moodley и соавтор. [90]. Они использовали надстройку и математическую модель для демонстрации оптимальной подачи охлаждающей воды к сети теплообменного оборудования, используя несколько источников. Понятие всесторонней ИП был введен Hurme и соавтор. [91]. Он был определен как проектирование, эксплуатация и управление промышленными процессами с системно-ориентированными и интегрированными методами, моделями и инструментами. Mascia и соавтор.

[92] привели пример расчетного исследования по синтезу частично термически связанной и тепло-интегрированной системы дистилляции на заводе по грубой очистке, применимо к секции отделения летучих соединений. Эта система дистилляции тесно взаимосвязана термически и использует принципы тепловой интеграции для того, чтобы значительно уменьшить потребление тепла (по сравнению с традиционной колонной простой перегонки). Picon-Nunez и др.. [93] изучали влияние конфигурации охлаждающей сети на общую площадь теплообмена. Выбранная методология объединила метод пинч-проектирования, основанный на вертикальном переносе тепла, и метод проектирования с минимальным потреблением воды. Тематическое исследование этой методологии показало практический подход к снижению эксплуатационных расходов в существующих системах. Aspelund et al. [94] представили развернутый пинч-анализ и методику расчета давления на основе эксэргии для осуществления охлаждения. Они продемонстрировали значительный потенциал для минимизации энергетических требований в окружающих процессах. Оптимизировали работу сжатия и расширения для технологических потоков, вместе с работой необходимой для создания необходимых охлаждающих утилит.

Panjeshahi и Tahouni [95] представили метод Оптимизации перепада давления в устранении узких мест ТОС. Этот метод был эффективно применен в тематическом исследовании модернизации линии предварительного нагрева нефти после увеличения пропускной способности. Реконструкция ТОС с использованием оптимального перепада давления позволяет определить, с приемлемой точностью, дополнительные области рекуперации тепла. Lior [96] рассмотрел состояние и перспективы использования ископаемых, атомной и возобновляемой энергии для производства электроэнергии (в том числе водорода, топливных элементов, микро энергосистем, а также футуристических концепций генерации энергии в космосе для наземного использования). Он кратко изложил перспективы энергии R & D областей, их потенциал, возможности улучшения, их сроки, и последние тенденции в бюджетном финансировании.

Пинч-технология была применена к минимизации CO₂. Foo и соавтор, [97, 98] продемонстрировали Технику Каскадного Анализа для Углеродного и Ограниченного следа Энергетического планирования. Они представили алгебраические методы планирования для проектирования энергетического сектора с выбросами CO₂ и ограничением наличия земли. Cirlly and Желев [99, 100] представили пинч-анализ планирования и проектирования выбросов CO₂, учитывая динамический характер требований электроснабжения. Аманн и др.. [101] представили переработку природного газа силовой установкой комбинированного цикла, использующей новейшую газовую турбину для захвата CO₂ до сжигания. Скорость восстановления CO₂ оказывает большое влияние на эффективность электростанции, так как требуется большой объем пара для уменьшения малой теплотворной способности синтез-газа сохраняя процесс восстановления, тем самым уменьшая NO_x. Перри и др., [102,103]

расширили подход Общего вида интеграции отходов и возобновляемых источников энергии для снижения выбросов углекислого газа локально интегрированными энергетическими секторами. Этот новый метод может быть успешно применен к интеграции возобновляемых ресурсов смешанный источник энергии, а потому уменьшает углеродный след в этих локально интегрированных энергетических секторах. Liebmann et al. [104] оценили различные сценарии производства биоэтанола с инновационными объектами энергоснабжения. Они изучали варианты возобновляемых источников энергии, таких как биогаз СНР и биогаз парового котла. Это дало хорошее начало интеграции возобновляемой энергии в региональное энергоснабжение.

Foo и соавторы [105] обратили внимание на тепло-интеграцию в периодических процессах. Их работа охватывает минимальное количество аппаратов и разработку ТОС непрерывного действия. Минимальное число аппаратов устанавливает нижнюю границу для ТОС при ее перекомпоновке, поскольку необходимым условием модернизации является уменьшение сложности сети. Они показали, что для упрощения ТОС новыми техниками должен быть выполнен тщательный анализ периодического процесса на всех стадиях работы. Применение предложенного метода проиллюстрировало два примера. Дальнейшая работа предусмотренная ими, объединяет планирование и эволюционные методы в строгую модель оптимизации.

Клемеш и Варбанов [106] представили дальнейшее расширение понятия Общего вида [27] и Локально интегрированных энергетических секторов [93]. Они добавили интеграцию возобновляемых источников энергии в область проблем, подчеркивая изменчивость как требований пользователя, так и наличия возобновляемых источников энергии. Анализ устойчивости был одним из главных факторов в процессе синтеза. Sikdar [107] представил основу анализа устойчивости для оценки данных, ведущих к решению принятия, отклонения или пересмотра решения.

Моррисон и др.. [108] представили интересное применения солнечной тепловой энергии в пищевой промышленности. Они предложили использовать захваченное солнечное тепло аналогично тепловому насосу, таким образом модернизируя тепловые потоки к температурам, пригодным для использования процесса. Lam и др.. [109, 110] расширил понятие Интеграция процессов на возобновляемые источники энергии снабжения системы синтеза для оценки возможных путей передачи энергии из возобновляемых источников к потребителям в данном регионе. Изучаемая область разбивалась на множество групп с использованием разработанного алгоритма Региональной энергетической кластеризации (РЭК). Энергетическое планирование и управление было расширенно и проиллюстрировано в Составных кривых регионального управления ресурсами. Они предоставляют информацию по управлению избыточными ресурсами – биомассы и использование земли в области. Desai and Bandyopadhyay [111] предложили схему эффективного использования отходящего тепла более низкого потенциала для производства энергии, используя Органические Циклы Ренкина. Они представили процедуру

наглядного содействия для интеграции производственного процесса с ОЦР, таким образом эффективно уменьшая требования охлаждающего процесса и необходимость во внешнем импорте электроэнергии. Ghajar and Tang [112] представили обоснованность и ограничения многочисленных взаимосвязей двухфазной не кипящей теплопередачи. Исследование показало благоприятные возможности для тепло-интеграции. Оно должно быть продолжено в последующем развитии ИП.

Гюндерсен, Bestard и Aspenlund [113] расширили предыдущие работы по обширному пинч-анализу и методикам расчета, где давление и фаза рассматривается вместе с температурой. Булатов, Перри и Клемеш [114] продемонстрировали инструмент энергетических технологий EMINENT [115] на ранней стадии разработки, на примере получения энергии используя движение волн. Harkin, Hoadley and Hooper [116] успешно применили процесс интеграции в случаях улавливание и хранения углерода. Lam, Варбанов и Клемеш [110, 117] разработали новую методологию Региональной энергетической кластеризации на основе Составных кривых управления региональными ресурсами. Она может быть использована для минимизации углеродного следа, созданной перемещением биомасс. Al-Mutairi and El-Halwagi [118] разработали специальный инструмент для алгоритмизированной модернизации теплообменных сетей. Polley, Nunez and Davados [119] использовали методологию процесса интеграции для проектирования сетей водоснабжения и рекуперации тепла с целью одновременного потребления воды и энергии. Sikos и др.. [120] рассмотрел актуальные вопросы электронного обучения и изучения процесса интеграции.

Важное нововведение в области энергетического планирования и интеграции было представлено на Пресс-конференции'07 Перри и соавтор. [103]. Это был результат сотрудничества между Великобританией и Венгрией, согласно нескольким проектам FP6 поддерживаемых ЕС. Работа представляла расширение концепции общего вида. Традиционно, общий вид означал только набор промышленных процессов. Эта статья сделала важный шаг вперед к включению коммерческих и бытовых энергопотребителей в данную область. Полученные наборы процессов называются локально интегрированными энергетическими секторами. Этот метод может быть успешно применен для интеграции возобновляемых источников энергии и, следовательно, уменьшению углеродного следа этих локально комплексных энергетических секторов. За последнее время широко распространилось внимание к дальнейшему развитию расширения общего вида ИП [121,30]. Chew et al. [122] приблизились к другой важной задаче – проблеме области водной интеграции.

1.1.3 Будущие тенденции - инновации в энергетике, ресурсах и энергетическое планирование с использованием углеродного следа

Изменение климата обретает все большее значение для международного сообщества. Основное внимание было сосредоточено на выбросах углекислого газа, как меры степени воздействия парниковых газов. Интересна статья Foo и

соавторы [98] «Энергетическое планирование ограничения углеродного следа с использованием Каскадного метода». Они представили алгебраические методы таргетинга для проектирования энергетического сектора с выбросами CO₂ и ограничением наличия земли. Для сокращения выбросов CO₂ желательно максимизировать использование малоуглеродистых источников энергии. Этот вклад обеспечивает расширение классического пинч-анализа [17] для определения минимального количества выброса углерода источниками энергии, необходимых для удовлетворения национального или регионального энергетического спроса, не нарушая ограничений на выброс CO₂. Tan and Foo [123] and Tjan, Tan and Foo [124] расширили пинч-анализ выбросов углекислого газа и энергетические проблемы следа. Клемеш, Lam and Foo [125] рассмотрели проблему водного следа. Необходимым вкладом была Стратегическая карта экологических показателей, основанная на Анализе жизненного цикла и количественной оценки совокупности воздействия различных следов – углерода, воды, энергии, выбросов и следов рабочей среды [126, 127].

1.1.4 Некоторые интересные тематические исследования

Wising и соавторы [128] представили тематическое исследование пинч-анализа. Они оценили потенциал уменьшения потребления воды и энергии при использовании подхода пинч-анализа. На предмет уменьшения водопотребления была изучена действующая бумажно-целюлозная фабрика. Метод анализа энергетической, экологической и экономической эффективности для интеграции сталелитейного завода представили Ларссон и др.. [129]. Глобальные математические модели для процессов производства стали были разработаны с помощью методов ИП. Традиционная технология производства сахара имеет негативное влияние на окружающую среду. Vaccari и соавтор., [130] представили краткий обзор экологических проблем при обработке сахарной свеклы. Они применили Водный пинч и термический пинч-анализ для поиска путей уменьшения потребления воды и энергии. ИП была применена к пищевой промышленности. Капустенко и соавторы [131] продемонстрировали интеграцию тепловых насосов в системе теплоснабжения завода по производству сыра в Украине. Они проанализировали возможность теплоинтеграции существующей холодильной установки в процесс. Аксельсон и соавторы [132] представили интересное применение теплоинтеграции испарителей с другим процессом. Их наблюдение состояло в том, что может быть достигнуто значительное энергосбережение в целлюлозно-бумажной промышленности путем внедрения интегрированного процесса испарения (называется «паровая ИП»). Целлюлозно-бумажные заводы по производству крафт-бумаги нуждаются в значительном потреблении энергии. Savulescu и Alva-Argaez [133] предложили методологию интеграции процессов путём систематической прямой передачи тепла (DHT) в контексте модернизации энергосистем предприятия по Крафту. Их наблюдения показывают, что энергетически-эффективные неизотермические пункты смешивания должны быть расположены в конце потока. С точки зрения процесса смешение должно

происходить ниже или выше пинча во избежание потери эффективности, обусловленной передачи энергии через пинч. Кроме того, расположение смесителей вдали от пинча предоставляют свободу для разработки оптимальной теплообменной сети. Levasseur и др. [134] представил приложения классической техники тепловой интеграции с изменениями в процессе выпаривания жидкости на бумажно-целлюлозном комбинате. Система включает в себя эффект мультивыпаривания. Предложенная модификация являлась вариантом снижения ΔT_{min} процесса, так же как изменения давления при испарении. Сообщили, что в результате энергосбережения достигло 20%. Учитывая непродолжительные операции на бумажно-целлюлозных комбинатах, Моррисон с коллегами [135] представили исследования для различных сортов бумаги. Они применили Модель Разбиения Времени для тепловой интеграции периодического процесса. Hirata и др. [136] представил мощный инструмент под названием Сетевая модель. Для достижения компромисса между гибкостью и интерактивностью все аппараты должны управляться одновременно. Этот инструмент обеспечивает выполнение крупномасштабной модели MILP для оптимизации утилитных систем. Nordgren [137] представил исследование теплового баланса металлургического процесса, которое должно было в дальнейшем перерасти в проект тепловой интеграции. Статья являлась частью проекта, нацеленного на разработку модели интеграции процессов в системе железорудного предприятия LKAB в Malmberget, Швеция. Авторы проанализировали различные производственные зоны печей и возможности для тепловой регенерации с использованием внешних теплообменников. Matsuda и др. [138] использовал тепловую интеграцию общего вида, основанную на пинч-технологии, в крупной промышленной области в Японии для дальнейшего усовершенствования заводов с высокой эффективностью процессов производства. Тобажнянский и др. [139] успешно произвёл интеграцию процессов, базирующихся на производстве гипофосфита соды. Promvitak и др. [140] приложил методологию тепловой интеграции к установке первичной дистилляции. Варбанов и Фридлер [141] повысили коэффициент конверсии энергии для топливного элемента. Parisutkul и пр. [142] повысил эффективность на заводе сепарации природного газа. Atkins и пр. [143] произвел пинч-анализ выбросов углерода при производстве электричества в Новой Зеландии, а Markowski и др. [144] связал завод ферментации с сахарной фабрикой. Varga и пр. [145] повысил коэффициент эффективности нескольких аппаратов MOL в Венгрии и Словакии посредством тепловой интеграции. Pavlas и пр. [146] применил тепловую интеграцию для теплового насоса на производстве по газификации биомассы.

1.1.5 Оптимизация для экономии энергии и сокращения выбросов

Область является чрезвычайно обширной. Поэтому, этот краткий обзор рассматривает методологии оптимизации, которые имеют самое сильное влияние на энергосбережение и сокращение загрязнений.

Nagy et al. [147] разработали новый алгоритмический метод для интеграции синтеза процессов и теплообменных сетей. Существуют различные методы для алгоритмизации синтеза процесс-сеть (СПС) как и для синтеза теплообменной сети, но они не могут быть легко интегрированными. Например, расходы потоков не определены в СПС априори; напротив, расходы и температуры горячих и холодных потоков должны быть известны как входных данные в синтезе ТОС (СТОС). Эта разница может быть связана с тем, что по своей природе первый является макроскопическим, а второй – мезоскопическим, что приводит к характерному различию между ними. СПС и СТОС неизбежно сталкиваются с комбинаторной сложностью, которая увеличивается из-за их взаимодействия при интегрировании. Структура Р-графа, разработанная ранее для СПС [148], была распространена на интегрированный синтез процесса и теплообменные сети. Этот новый метод обращается главным образом к hP-графам, взятым из Р-графов в сочетании с соответствующим выбором присущих интервалам диапазона температур. Таким образом, он фокусируется на создании соответствующей технологии для интеграции СПС и СТОС [147]. Полученная методика в значительной степени основана на комбинаторных алгоритмах. Эффективность предложенного подхода проиллюстрировано решением промышленной проблемы.

1.1.6 Планирование в тепло-интеграции и повторное использование воды для периодических процессов

Foo и соавторы [83] представили двух этапную процедуру для синтеза максимального восстановления водной сети периодических процессов, охватывающую массовую и немассовую передачу на основе процессов использующих воду. Адоний и соавторы [149] разработали новый алгоритмический метод для тепловой интеграции периодических процессов. По своей природе, планирование периодических процессов и тепло-интеграция – две существенно различные по сложности задачи оптимизации. Существует множество алгоритмически и эвристически базируемых методов для решения проблемы тепло-интеграции с использованием пинч-технологий; структур на основе смешения целочисленного программирования, и интеграции с процессом синтеза сети. Эти методы были разработаны для непрерывных процессов, где планирование не представляет никакого интереса. Две эти различные проблемы могут быть решены последовательно, то есть, сначала решая планирование и затем теплоинтеграцию или наоборот. Поскольку решение одной из них влияет на другую, результат такого упрощенного подхода, как правило, незначительный. Следовательно, комплексное рассмотрение планирования и тепло-интеграции может обеспечить соответствующее решение. Поскольку к тому времени ни один метод решения интегрированной модели не был известен, разработка нового метода была желательна для эффективного проектирования и эксплуатации периодических процессов. Главный вопрос состоял в работе с потенциальными задачами теплообмена, не жертвуя при этом качеством планируемого решения.

Предложенная методика основана на структуре метода «ветвей и границ», где две задачи оптимизации, планирование и интеграция тепла, рассматриваются одновременно, а не последовательно.

1.1.7 Периодическое производство с уменьшением затрат на очистку

Очистка для серийных производств, особенно, производства красок, была рассмотрена Адонием и соавторы [150]. Благодаря разнообразию вариантов, предлагаемых клиентам, схемы серийного производства находят широкое применение в лакокрасочной промышленности, подразумевая, что планирование играет важную роль в оптимальном распределении ресурсов между несколькими продуктами. Так как в периодическом процессе чистка оборудования является основным источником отходов, их минимизация также должна быть принята во внимание при определении графика планирования. В лакокрасочной промышленности, продукт получают путем выполнения четырех последовательных задач: измельчение, смешивание, хранение промежуточных материалов и упаковка. Измельчение, смешивание и хранение – операции периодического типа, в то время как упаковка непрерывна. В оборудовании для каждой задачи задается временной промежуток, величина которого не должна быть меньше, чем время обработки рассматриваемой задачи. Для оборудования время переналадки определяется при условии необходимости его чистки. Последовательные задачи используют все количество промежуточных материалов. Традиционно, такое использование оборудования для задач и планирования формируется с минимальными периодами обработки. Этот режим обеспечивает наибольшую эффективность производства системы с возможностью излишнего увеличения отходов при выработке. Для определения списка задач, который требует минимальной стоимости очистки, целевая функция проблемы должна быть изменена. При создании вновь сформулированной задачи стоимость очистки должна быть сведена к минимуму. Это изменение имеет незначительное влияние на процедуру решения. Поэтому, эффективное решение исходной проблемы полезно для повторно сформулированной проблемы также. Ранее разработанная структура S-графа [151] доказал свою высокую эффективность в решении серии многоцелевого планирования; он был приспособлен Адонием и соавтор. [150] для решения задач планирования производства краски, включая минимизацию отходов. Эффективность нового подхода проиллюстрирована с решением проблем проектирования крупномасштабного производства краски.

1.1.8 Стратегический план – Декомпозиция против Интеграции- для оптимизации процесса

Принцип декомпозиции в процессе проектирования применялся исследователями с 1970 года [152]. Фридлер и Фан [153] подготовили стратегический план для разработки процесса оптимизации, анализируя взаимодействие между декомпозицией и принципами интеграции. Они определили ряд угроз для оптимальности и осуществимости проектирование

процесса при применении декомпозиции и предложили меры по решению этих проблем, сосредоточившись на понятии концепции интеграции для составляющих проблем проекта. Эта концепция показала необходимость в генерации алгоритма компонента модели и необходимых интерфейсов, позволяющих взаимодействие моделей и методов. Генерация алгоритма модели главным образом позволяет обеспечить их обоснованность и завершенность сети надстроек. Одним эффективным способом для генерации алгоритма модели является использование Р-графа [148, 154, 155].

1.1.9 Процесс изнутри - интенсификация процесса

Рей [156] представил роль ИП и интенсификации в сокращении выбросов парниковых газов. Он определил проблемы, которые интенсификация в состоянии удовлетворить в ряде отраслей промышленности и торговли, поскольку они касаются управления парниковыми газами. Также отметил, что возможность увеличения местного производства и использования биологически-возобновляемого сырья определяет новые проблемы и возможности для активного участия в интеграции, а также интенсификации. Он заявил, что в период между 1900 и 1955 годами средняя норма глобального потребления энергии выросла с 1ТВт до 2ТВт. С 1955 по 1999 энергопотребление выросло с 2 ТВт до примерно 12ТВт. К 2006 году, было зафиксировано увеличение использования первичной энергии на 16% по всему миру. Выводами является то, что интенсификация процессов, хоть и проявляется как установленная технология в перерабатывающих отраслях промышленности, предлагает значительные возможности для сокращения углерода в различных сферах, включая химические вещества для производства продуктов питания и стекла.

Санмартин с коллегами изучил тепловую интеграцию нескольких многоцелевых химических заводов [157], основываясь на ориентированных графах и оптимизационных теориях комбинаторики. В дальнейшем Санмартин и пр. [158] преобразовал разработанный метод в S-графы. Рассмотренные там проблемы также были решены и для различных водных сетей. Приведём пример работы Чена и др. [159], который разработал метод создания сетей водопользования для периодических процессов с многократным центральным хранилищем. Эта разработка была представлена на Пресс-конференции '09 [160], базируясь на основе свойств сетей водопользования в периодических процессах. В работе по анализу доходности обратной непрерывной дистилляции [161], выполненной международной командой специалистов, показан широкий спектр применения периодических приложений.

Tantimuratha и др. [162] рассматривал проблему гибкости и работоспособности теплообменных сетей. Они предложили простую MILP-модель для решения этой проблемы. Однако, до объединения с пинч-анализом было ещё далеко. Nagy и пр. [163, 147] представил алгоритмический метод для интегрированного построения процесса и теплообменных сетей. Эта работа была посвящена созданию подходящей методики для интеграции СПС и

теплообменных сетей. Полученная методика в основном была основана на комбинаторике и комбинаторных алгоритмах. Этот новый метод открывал новые возможности для метода ИП. Halasz и пр. [164, 165] представили новый инструмент, который был особенно важен для проекта модернизации. С помощью Р-графов, распределительных и комбинаторных алгоритмов, а также ускоренного «метода ветвей и границ» были продемонстрированы оптимальный дизайн и управление существующей системой подачи пара в химическом комплексе. Адоний и пр. [149] представил новый метод S-графов, который бы включал тепловую интеграцию в программу периодических процессов. Предлагаемая процедура была основана на критерии ветвей и границ, позволяющем решать проблемы планирования и тепловой интеграции одновременно, а не последовательно. Варбанов и др. [166] предложили методику синтеза промышленных утилитных системы, обеспечивающих экономически выгодную декарбонизацию. Она основана на улучшенных моделях компонентов утилитного оборудования и на улучшенной модели и процедуре оптимального синтеза. Влияние утилитных систем на окружающую среду было интегрировано в модель синтеза, необходимость которой продиктована потребностью в значимом уменьшении выбросов CO₂.

Представленное Ravagnani и пр. [167] приложение пинч-технологии для синтеза теплообменной системы использует генетический алгоритм. Марковски с пр. [168, 169] представил метод синтеза теплообменной сети с использованием математической модели. Очистка теплообменника производится во избежание потерь, понимаемых как величина энергии, сохранённой после очистки теплообменной сети, минус величина энергии, регенерированной без очистки, а также за вычетом затрат на её очистку. Была дана математическая формулировка механизма избегания потерь и изложен вычислительный метод для подобной максимизации. Ullmeret с коллегами [170] представили методологию и программное обеспечение для синтеза процессов водных систем. Они разработали интеграционную стратегию для разработки водных систем промышленного процесса, чтобы определить оптимальную стоимость сети, принимая во внимание многочисленные загрязнители, а также различные варианты повторного использования и регенерации воды. Эффективность и применимость программного обеспечения были продемонстрированы на водной системе процесса нефтеперегонного завода. Hugo и др. [171] представили многоцелевую оптимизационную модель для стратегического планирования водородной инфраструктуры. Оптимизация была проведена как с точки зрения инвестиций, так по критериям экологической безопасности, а конечный результат представляет собой множество компромиссных решений, оптимально увязывающих между собой конфликтующие компоненты инфраструктуры. Эта модель имеет хороший потенциал, особенно в области энергетической интеграции.

На курсах оптимизации Ponton [172] поделился опытом в использовании дистанционного веб-обучения для повышения квалификации в области контроля и моделирования. Преобразование данных процесса в значимое

описание очень важно для интеграции процесса. Drahos и Ruzicka [173] изучали такие характеристики данных процесса, как давление, температура и концентрация с использованием последовательного анализа. Pistikopoulos [174] предоставил обзор математических оснований многопараметрического программирования для различных моделей. Он также представил приложение для оптимального управления с акцентом на проектировании усовершенствованных, доступных и автономных параметрических контроллеров для химических процессов.

Фридлер и Варбанов [175] представили приложение для идеи когенерации в сочетании с теорией Р-графов для проектирования сложных систем энергоснабжения и преобразования энергии. Были рассмотрены два типа высокотемпературных топливных элементов (ТЭВТ): Топливный элемент расплавленного карбоната (ТЭРК) и Твёрдооксидный топливный элемент (ТОТЭ). В статье представлен инструмент для оценки систем энергетической конверсии, включая подсистемы Топливных элементов комбинированного цикла (ТЭКТ), использующих биомассу и/или ископаемое топливо. Содержащиеся в этой задаче серьёзные комбинаторные трудности эффективно обрабатываются алгоритмами Р-графов, вырабатывая экономически выгодные конфигурации ТЭКТ. Она также рассчитывает углеродный след от различных технологий и параметров топлива. Результаты показывают, что подобные системы, применяющие возобновляемое топливо, могут быть экономически выгодными для широкого круга экономических задач, главным образом из-за высокой энергетической эффективности ТЭ-систем, имеющих потенциал для уменьшения углеродного следа от энергоснабжения на 50–75 %.

Тан [176] представил форсированную модификацию популярного алгоритма Имитации Отжига (ИО), применяющего методы группового интеллекта. На базе групповых методов, таких как ОПП и ИГБО, а также адаптивного охлаждения были разработаны два модифицированных ИО-алгоритма посредством включения параллельного поиска и обмена функциональной информацией. Тесты на трёх сетевых проектах химического процесса и задачах синтеза показали, что модификации имеют улучшения в поиске по сравнению со стандартными ИО и другими алгоритмами оптимизации. Новым алгоритмам необходимо меньше функциональных оценок, чтобы достичь конечного решения и предоставить более адекватные и ёмкие результаты при повторном испытании той же проблемы. Был предложен метод синтеза теплообменной сети с применением ИО [177]. Он использует стратегии полной эволюции, начиная от тривиальной топологии сети, присоединяя все горячие потоки к холодильникам, а все холодные – к нагревателям. Они установили, что выполнение процедуры оптимизации сопоставимо с существующими процедурами математическое программирования. Метод не зависит ни от каких надстроек, не подлежит декомпозиции основной проблемы и может исследовать большую область поиска, увеличивая вероятность получения глобального оптимума. Sikos и Клемеш [178, 179] успешно оптимизировали надежность, доступность и

эксплуатацию теплообменных сетей, а также сделали вклад в эффективную минимизацию отходов и управление. Ким [180] выполнил концептуальный проект симулятора оптимизации процесса. Tous и пр. [181] представил альтернативное решение, а также оптимизацию системы интеграции альтернативного топлива и/или биомассы в сложную систему по производству энергии. Meszaros и Cirka [182] провели анализ управления внутренней рециркуляции гибридного процесса разделения. Фридлер, Варбанов и Клемеш [183] разработали методологию оптимизации проектирования теплообменной сети с использованием мультизадачных Р-графов.

1.2 Проектирование химико-технологической системы

В монографии [5] авторы разработали иерархическое представление химико-технологической системы (ХТС) – луковичную диаграмму, центральная область которой представляет реакторную систему ХТС, первый слой – систему разделения, далее система теплообмена, над которой располагается утилитная система. В эту иерархическую систему необходимо включить еще один слой – верхний слой (рисунок 1.1), в котором отображается взаимодействие ХТС с внешней средой. В нашем случае этот слой отображает эмиссию вредных веществ в атмосферу, и если в [5] рассматривались методы оптимизации ХТС за счет изменения в слое теплообменной системы и утилитном слое. Как было отмечено во введении – в настоящее время существуют экономические механизмы управления процессами в самом верхнем слое луковичной диаграммы. Поэтому в данной работе мы и разработали методы построения и реконструкции технологических систем теплообмена ХТС, которые позволяют получить проект с минимальной приведенной (дисконтированной) стоимостью, учитывающий экологические факторы.

Эффективность работы предприятия оценивается не только чисто экономическими показателями, но к факторам эффективности необходимо отнести такие показатели как влияние производства на окружающую среду, т.е. экологический фактор, факторы надежности и технологической безопасности, простоту контроля технологических линий и управления процессами, а также гибкость используемого способа производства по отношению к внешним и внутренним возмущающим воздействиям.

Производственные процессы в химической, нефтехимической и родственных к ним отраслях промышленности характеризуются как большим разнообразием выпускаемой продукции, так и большой сложностью. Общая характерная черта всех этих процессов состоит в том, что для превращения исходного сырья в целевой продукт необходимо сравнительно большое число функционально различных ступеней переработки. Условия протекания отдельных стадий могут быть весьма различными: от высоких температур ($\sim 1550^{\circ}\text{C}$) в случае электрокрекинга газообразных углеводородов до очень низких температур при разделении воздуха, от высоких давлений при производстве аммиака и метанола до низких в процессах вакуумной перегонки.

This content is unavailable

а – ХТС; б – луковичная диаграмма ХТС
Рисунок 1.1. Представление ХТС луковичной диаграммой.

Несмотря на большие качественные и количественные разнообразия отдельных технологических процессов, их различные мощности, различие продуктов, условий протекания и т.д., все они имеют общие свойства, а именно: являются структурно сложными, перерабатывают вещество и энергию и, кроме того, взаимодействуют с внешней средой.

Существуют еще два свойства, может быть, наиболее важные из рассматриваемых, которые присущи всем этим объектам.

Первое из них – это свойство интерэктности, т.е. наличие взаимосвязанных и взаимодействующих частей; второе – эмерджентность, характеризующее способность порождения новых, присущих целому (системе), системных, интегративных свойств.

Последние два свойства совместно со структурной сложностью, т.е. наличием подсистем, определяют производства химической и нефтехимической промышленности как системы, которые называются химико-технологическими системами, и основная задача которых – это производство продукта заданного качества и в требуемом количестве.

Отметим, что характерным признаком интерэктности обладает энергия, потребляемая химико-технологической системой (ХТС) от внешних энергоносителей. Действительно, как правило, мощность, потребляемая ХТС от внешних источников, значительно меньше, чем суммарная мощность, потребляемая каждым производственным процессом в отдельности, что происходит благодаря взаимодействию процессов и организации рекуперации энергии.

Вследствие интерэктности и эмерджентности для получения наибольшего эффекта при оптимизации действующих и вновь проектируемых производств

исследовать ХТС необходимо, применяя в полной мере методы системного анализа.

Среди всех факторов и мероприятий интенсификации химико-технологических процессов в ХТС особую роль играют эффекты, связанные с оптимальным выбором структуры и элементов системы. Опыт показывает, что экономический эффект от оптимальной структуры ХТС примерно на порядок выше эффектов от оптимальной организации отдельных элементов или оптимального управления процессом. Реакция этих эффектов достигается не только при создании новых производств, но часто и при реконструкции действующих ХТС.

Примерно с 1970 г. ведутся многочисленные исследования как по выявлению общих законов и свойств, оптимальных ХТС, так и по разработке методов и алгоритмов их синтеза. Обзор этих исследований подробно приводится в работах [186,187].

Различают синтез: альтернативных вариантов ХТС, ХТС в стадии эскизного проекта, проектируемой ХТС, схемы ХТС в связи с интенсификацией или ее реконструкцией. Одним из основных затруднений при поиске оптимальной ХТС для задач промышленного масштаба является комбинаторная проблема, т.е. огромное число возможных вариантов ХТС. Так, например, при синтезе системы теплообменников, состоящей из 25 холодных и горячих потоков, существует 10^{117} различных вариантов структуры или, например, для разделения смеси из 18 компонентов на отдельные компоненты в системе главных колонн существуют около 25 миллионов различных структур.

Такое обилие альтернативных вариантов возможных ХТС в свою очередь порождает многочисленные принципы и подходы к анализу и синтезу ХТС, среди которых можно выделить два направления. Первое направление основано на поиске оптимальной ХТС строгими алгоритмическими методами с решением сложных оптимизационных задач. Второе связано с использованием разных эвристических методов. Оба направления обладают рядом недостатков. Чистые эвристические методы (эвристики) часто дают противоречивые и неоднозначные результаты.

Среди алгоритмических методов синтеза и анализа оптимальных ХТС можно выделить две больших группы. Это интегральные методы и декомпозиционные методы.

Суть интегральных методов заключается в объединенном математическом описании отдельных подсистем, процессов и аппаратов. Они обычно очень громоздки, требуют большой объем информации, вследствие чего получение решения осложняется возможностью появления локальных оптимумов.

При декомпозиционном подходе каждый аппарат, процесс или подсистему рассчитывают отдельно, а расчет всей ХТС состоит из последовательного расчета ее элементов. Очевидно, что данный подход страдает физикализмом, т.е. не в состоянии учесть свойство эмерджентности ХТС.

Существуют и различные комбинации рассмотренных методов.

Чтобы избежать недостатков и трудностей, присущих описанным ранее методам, и достичь желаемого результата при синтезе оптимальной структуры ХТС необходимо использовать методы, обладающие следующими специфическими свойствами: возможность нахождения альтернативных структур в районе оптимума, минимальный объем требуемой информации, возможность учета качественно различных требований к свойствам синтезируемой ХТС (многокритериальность), получение простых структур, возможность диалога между проектировщиком и вычислительной машиной, возможность незатрудненного внесения «личного опыта» проектировщика в алгоритм, применимость к решению больших промышленных задач.

1.2.1 Проектирование теплообменных систем

Проектирование тепловых систем, обеспечивающих минимальное потребление энергии промышленными предприятиями, является одной из наиболее сложных технических проблем, с которой приходится сталкиваться как при реконструкции промышленных установок, так и при их первоначальном проектировании.

В настоящее время обычно используются сети с последовательно расположенными теплообменниками [188-190]. Применение таких схем основывается на теории и практике противоточного теплообмена, гарантирующего плавность движущих сил, когда температура холодного теплоносителя меняется в сторону горячего теплоносителя и наоборот. Эта идея совершенно необоснованно распространяется на синтез теплосетей, которые являются системами более высокого уровня, нежели одиночные теплообменники, и, как правило, теплоэнергетические сети, построенные на указанном принципе, не являются оптимальными с точки зрения потребления энергии и окупаемости [191].

При проектировании оптимальных тепловых систем необходимо находить решение из огромного числа возможных вариантов. В [192], например, указывается, что в задаче с пятью холодными и горячими технологическими потоками число вариантов схем равно $3 \cdot 10^6$, поэтому важным этапом решения является формулирование критерия оптимизации (целевой функции). В большинстве случаев она имеет вид [193]:

$$\Pi = (\delta_1 + \delta_2) \left(\sum_{i=1}^{N_H} A_i + \sum_{j=1}^{N_C+N_N} B_j \right) + \theta \sum_{k=1}^{N_H} \sum_{l=1}^{N_C+N_N} G_k \cdot M_{kl}, \quad (1.1)$$

где Π – приведенные затраты, \$/год; δ_1 – нормативный коэффициент окупаемости, год⁻¹; δ_2 – норма амортизации, год⁻¹; θ – продолжительность годовой эксплуатации оборудования, ч/год; A_i – стоимость i -го теплообменника, \$; B_j – стоимость j -го нагревателя, \$; G_k – стоимость k -го вспомогательного теплоносителя, \$; M_{kl} – массовый расход k -го теплоносителя в l -м теплообменнике, кг/ч; N_H , N_C , N_N – количество теплообменников, холодильников и нагревателей.

Для решения этой задачи в [194, 195] разрабатывались методы эксерготопологического моделирования теплообменных систем. Применение этих методов для большого количества потоков, участвующих в теплообмене, особенно, если существуют технологические ограничения на связь между некоторыми из них, затруднительно. Кроме того, такие методы не позволяют до окончательного создания модели теплообменной сети установить оптимальные значения энергии как потребляемой проектируемой системой, так и отводимой от нее, а также оптимальное значение рекуперированного тепла, т. е. нельзя контролировать проект в процессе его создания. Метод, предложенный в [196], не позволяет получать проект оптимальный с точки зрения его окупаемости. Детальный обзор методов синтеза ТС приведен в [193]. Но ни один из этих методов, как показывает опыт, не является универсальным, многие методы не дают однозначного алгоритма [12], использование математических методов оптимизации [197, 198] приводит к необходимости решения задач большой размерности, осложненных возможностью появления локальных минимумов, а многие методы их решения не дают однозначного алгоритма [12]. Традиционные методы проектирования также не позволяют оценить приведенные затраты до создания технологической схемы установки или предприятия.

1.2.2 Применение пинч-анализа в промышленности

Результаты применения пинч-анализа в различных отраслях промышленности приведены в [199]. Хотя проф. В. Linnhoff совместно с фирмой Linnhoff March Ltd. обследовал ряд британских сахарных заводов и показал, что применение пинч технологии при производстве сахара не дает значительной экономии по сравнению с другими методами [200, 201]. Но развитие методов интеграции в 90х годах XX века позволило расширить область их применения. Появление ряда публикаций говорит о возможности применения в пищевой промышленности, и, в частности, в сахарной [38, 202]. Но эти исследования ограничиваются работами европейских авторов.

В бывших республиках Советского Союза эти методы не применялись для проектирования и реконструкции химико-технологических систем. Хотя количество сахарных заводов на этой территории довольно велико. Этого не делалось ввиду того, что цена на энергоносители была довольно низкой, а стоимость оборудования – наоборот высокой. Поэтому предпосылок для развития и применения подобных методов не возникало.

Ситуация резко изменилась в последние годы, когда цена на энергоносители резко повысилась и отечественные предприятия работают в режиме далеко от оптимального (в отношении энергопотребления). Сахарные заводы являются хорошо интегрированными производствами. Это сложилось исторически. Здесь система рекуперации тепловой энергии прошла довольно долгий эволюционный путь. Но при возникновении сахарного производства еще не было методов тепловой интеграции и создание системы рекуперации тепловой энергии происходило методом интуитивного последовательного

проектирования и постепенной эволюцией тепловой схемы. Исследование тепловых схем ряда сахарных заводов показало, что эти предприятия имеют значительный энергосберегающий потенциал [203-206].

В результате определено, что на переработку 100 кг свеклы потребляется 60-70 кг ретурного пара [207, 208], в то время как на сахарных заводах Центральной и Западной Европы, работающих по аналогичной технологии, потребляется ~ 40 кг ретурного пара на 100 кг свеклы [202], а европейские производства, использующие пластинчатые выпарные аппараты, потребляют 25 кг пара на 100 кг свеклы [209], что говорит о существовании потенциала для энергосбережения.

Применение методов интеграции позволит снизить энергопотребление на сахарных заводах на 20-45 % от существующего уровня [203-206]. Если при этом использовать также современные пластинчатые теплообменники и пластинчатые выпарные аппараты, то энергопотребление можно довести до среднеевропейского.

1.2.3 Методы энергосбережения в промышленности

Проблема снижения потребления энергии особенно остро стала в 70е годы прошлого века, во время энергетического кризиса, а в постсоветском пространстве эта проблема обострилась после распада Советского Союза. Работы по модернизации сахарных производств являются довольно актуальными и ведутся учеными различных стран.

Наиболее энергоемкой стадией при производстве сахара является концентрирование сахарного сока. Поэтому большое внимание уделяется оптимизации работы выпарной установки. В [210] предлагается новая конструкция выпарного аппарата с использованием нисходящего потока жидкости. Данный аппарат имеет более высокий коэффициент теплопередачи, чем трубчатые выпарные аппараты. Но стоимость и эксплуатационные затраты таких аппаратов выше. С другой стороны можно рассматривать температуру, давление, концентрацию в корпусах выпарной установки и т.д. В [211] авторы исследуют совокупность этих факторов и их влияние на работу выпарной станции. Предлагается схема реконструкции с увеличением мощности в два раза и автоматизированным управлением с контролем технологических параметров.

Системы автоматизации в последнее время получили широкое распространение в сахарной промышленности. Автоматизация работы пленочного выпарного аппарата с использованием новой системы управления рабочими режимами рассматривается в [212].

Оценивать процесс выпаривания также можно исходя из обобщенной функции Харингтона, в [213] приводится алгоритм решения этой задачи и рассматривается пример применения.

Одним из наиболее эффективных методов снижения потребления энергии при выпаривании в сахарной промышленности является тепловая интеграция выпарной установки. При этом основной упор делается на использование

оптимального распределения экстрапаров между корпусами выпарной установки. В [214] приведена стратегия реконструкции стадии концентрирования сырого сока, которая базируется на анализе работы выпарной станции с помощью большой составной кривой. Интеграция выпарной станции также рассматривается в [215] и приводится пример решения задачи тепловой интеграции выпарной установки для традиционной схемы сахарного производства.

Проблема энергосбережения при изучении этих стадий решается различными исследователями с целью уменьшения себестоимости конечного продукта. Результаты таких исследований для различных технологических стадий изложено в [216] и [217]. Согласно [216] основным направлением экономии топливно-энергетических ресурсов в свеклосахарном производстве должно быть уменьшение затрат тепла (пара) на технологический процесс. Приведена классификация и очередность проведения энергосберегающих мероприятий. Согласно которой наибольший эффект (примерно 5% экономии энергии) имеет повышение концентрации сахарного сиропа с 55% до 65%. Повышение концентрации клеровки с 55% до 65% приводит к снижению потребления энергии на 2%, ликвидация водяных или соковых раскачек снижает энергопотребление на 3,5%. Повышение плотности сваренного утфеля 1-й кристаллизации является также одним из наиболее эффективных мероприятий для снижения энергопотребления и ведет к экономии 3,5% энергии. Уменьшение температуры варки утфеля, отведение пропарки вакуум аппаратов и уменьшение затрат воды на пробелку сахара имеет примерно одинаковый эффект и приводит к снижению энергии на 1% от используемого уровня. Наименьшим эффектом, указанным авторами, является повышение чистоты сиропа при производстве сахара. Это мероприятие имеет эффект снижения потребления энергии на 1% [216]. Но авторы не приводят экономических оценок при реконструкции указанных стадий технологического процесса свеклосахарного производства. При работе продуктового отделения сахарного завода эксплуатационные факторы и режимы работы оборудования имеют прямое влияние потребление энергии данным подразделением завода [218]. Если же рассматривать работу стадии экстракции, то здесь одним из факторов влияющим на энергопотребление является температурный режим диффузионной установки. Расчет температуры откачки при работе диффузионной установки приводится в [219]. При этом приводится влияние этого фактора на энергопотребление в экстракционном отделении.

В европейских странах, в 70е годы значительно выросли цены на энергоносители. При этом большое внимание уделяется уменьшению энергопотребления при производстве свекловичного сахара методом дополнительного компримирования экстрапаров выпарной станции [38, 66, 202, 220]. В литературе большое количество публикаций посвящено проблеме комбинированным схемам использования компримированных паров в различных энергетических системах [222-232]. Обзор применения паровых компрессоров в различных отраслях промышленности приводится в [233].

Сравнительная характеристика потребления энергии традиционного сахарного производства и процесса, использующего компрессию вторичных паров, рассматривается в [234]. Показано, что на заводе, потребляющем 47,9 кг пара на 100 кг перерабатываемой свеклы, можно снизить потребление пара на 20%. Это достигается компрессией вторичного 2^{го} корпуса выпарной установки. При этом для компримирования экстрапаров необходимо затратить определенное количество энергии. Приводится описание характеристик различных типов компрессоров, используемых в сахарной промышленности [235-237]. Сравняется потребление пара, потребление энергии для сжатия пара, производство электроэнергии и избыток энергии при использовании различных типов приводов для компрессоров. Рассматривается электрический привод, турбинный привод и струйный привод. Потребление пара процессом снижается для всех приводов одинаково. В тоже время выработка электроэнергии наибольшая при существующем процессе, при использовании электрического привода этот показатель снижается на 10%, при использовании турбинного привода на 20% и струйный привод снижает выработку электроэнергии на 40% от существующего показателя.

Также большое значение имеет выбор корпуса при компримировании паров [238-240]. Выбор наилучших показателей при компримировании паров различных корпусов приводится в [241, 242]. При этом важным параметром является подбор давления в корпусах выпарной установки [243, 244]. Подбор характеристики должен давать не только наибольший эффект энергосбережения но и сохранять качество выпускаемого продукта, что является главным при производстве пищевых продуктов. Практическое использование результатов работ по сжатию паров выпарной установки в основном имеет место в сахарной промышленности Дании и на некоторых сахарных предприятиях Греции [234]. Но помимо качества продукции важно также осуществлять поддержание самих технологических параметров в корпусах выпарной установки. Для этого важным является расчет пароежекторного блока для создания и поддержания необходимого разрежения. Подбор соотношения между ступенями и расчет конденсационной части пароежекторной установки, а также пуск ее в работу и эксплуатация приводятся в [232, 240, 245-247].

1.2.4 Снижение потребления энергии при изменении технологического процесса

Для каждой химико-технологической системы ядром является реакционная система [15, 248-250], производство сахара при этом не исключение. Исследователи постоянно пытаются достичь снижения энергопотребления при проектировании реакционных систем и определить наиболее перспективные направления в этой области. Изменение стадий процесса и их модернизация описываются в [251-253]. В соответствии с этим можно отметить следующие стадии технологического процесса при

производстве сахара, которые являются наиболее энергоемкими и наиболее исследуемыми в последнее время:

- очистка сока;
- кристаллизация;
- нетрадиционные процессы
- дегидратация шлама.

При очистке сока на энергопотребление большое влияние оказывает температурный режим процесса. Исследование стадии сатурации приводится в [254] и дается сравнительная характеристика процессов проводимых при различной температуре и различной концентрации СаО. В [255] также рассматривается стадия экстракции и стадия 1й сатурации. Показано, что при рециркуляции горячего сока или горячего шламового потока уменьшает количество энергии на подогрев сырого сока. Это также может достигаться утилизацией тепла от других стадий процесса, на которых имеется его избыток. При этом могут использоваться как потоки с высокой температурой, так и низкопотенциальные потоки. Но здесь необходимо также учитывать энергию на перекачку сока при организации рециклов и энергию на перекачку теплоносителей.

Потери в производстве сахара непосредственно связаны с очисткой сока. Их снижение частично рассматривается в [256]. Потери открытых емкостей и потери от неизолированных нагретых поверхностей, при очистке сока, составляют 1-3 кг пара /100 кг свеклы [256]. Основная часть тепловых потерь, примерно 1/10 от общего энергопотребления, приходится на процесс сатурации [234]. Как следствие этого, энергосберегающий потенциал данной стадии довольно высокий.

Эту задачу пытаются решить составлением подробных материальных и тепловых балансов сатурации. В основном потери энергии на этой стадии зависят от следующих факторов [234]:

- уровень СаО;
- температура сока;
- содержание СО₂ в дымовых газах;
- утилизация СО₂.

Результаты исследований по оптимизации приведенных параметров, и, соответственно, уменьшению тепловых потерь рассмотрены в [234]. Приводится решение технических задач и экономический анализ. Показано, что современный сахарный завод потребляет примерно 30 кг пара/100 кг свеклы. Модификация процесса сатурации также приводится в [257]. Лабораторные исследования температуры и давления сатурации приведены в [258]. В [259] приведены зависимости экономических показателей от продолжительности сезона переработки свеклы, стоимости энергии капитальных затрат.

Кристаллизация сахара является также одной из энергозатратных стадий производства белого сахара. Затраты энергии составляют примерно 14-20% от общего потребления энергии [234]. Преимущества Датской схемы кристаллизации описаны в [260]. Рассмотрена схема производства,

последовательность стадий, применяемое оборудование. Уровень автоматизации для обеспечения уровня очистки сахара описывается в [261].

Проф. Урбанец и другие авторы в своих работах показывают преимущества охлаждающей кристаллизации перед ранее используемой традиционной технологией [66, 220, 221]. Энергопотребление процесса переработки сахарной свеклы при использовании охлаждающей кристаллизации уменьшается. Использование охлаждающей кристаллизации в сочетании с микрофильтрацией сырого сока сахарной свеклы также снижает энергопотребление и улучшает качество готового продукта [262]. Охлаждающая кристаллизация не является новой идеей. Она использовалась в производстве высокоочищенного сахара [234]. Пока испарительная кристаллизация испаряет воду, охлаждающая кристаллизация снижает растворимость сахарозы в воде с понижением температуры. Это явление хорошо описано в [263]. Конфигурация оборудования и проведение процесса в одну ступень рассматривается в [264]. Помимо этого определяются температурные режимы и параметры предварительного охлаждения. Но потенциал данного процесса еще до конца не исследован. Перспективы исследований охлаждающей кристаллизации описаны в [265].

Среди других методов позволяющих уменьшить потребление тепловой энергии можно выделить использование отделения сока отжимом. Этот способ является альтернативой процесса экстракции и описан в [266].

При очистке сока возможно применение мембранной фильтрации [267-269], что также уменьшает затраты тепловой энергии в процессе. Эта технология описана в [269], где дана ее сравнительная характеристика с традиционным процессом. Принципиальная схема мембранной фильтрации представлена в [270, 271], а также приведены данные по энергопотреблению при использовании данного метода.

Утилизация низкотемпературного тепла описываются в [272-274] и приводятся потоки, тепло которых может быть использовано:

- барометрическая вода;
- пары вакуум выпарной установки;
- конденсат (аммиачная вода);
- отходящие газы сатурации;
- отработанные газы котлов;
- низкотемпературные пары.

1.2.5 Применение современного оборудования при модернизации производств

При реализации проектов реконструкции технологических линий промышленных предприятий важную роль играет подбор технологического оборудования. Для обеспечения работы промышленного предприятия расчет и подбор оборудования должен проводиться в соответствии с технологическим режимом и возможностью гибкой работы технологических линий. Само технологическое оборудование может служить инструментом

энергосбережения. При этом возможна замена старого оборудования новым, более эффективным. Основными аппаратами, которые можно использовать при энергоэффективной реконструкции промышленных предприятий являются:

- экстракторы;
- испарители;
- теплообменники;
- вакуум выпарные аппараты;
- центрифуги.

Экстракторы.

При проектировании экстракторов инженеры должны придерживаться двух основных требований, которые касаются энергосбережения [234]:

- производство холодного сырого сока с использованием низкопотенциального тепла;
- возможность работы экстрактора с малым отбором диффузионного сока, что снижает количество испаряющейся воды.

Исследования экстракционных аппаратов фокусируются в основном на использовании аппаратов различного типа. Среди основных типов экстракторов выделяют:

- башенные;
- барабанные;
- с движущейся лентой;
- другие.

Все эти виды аппаратов описаны в [234]. При создании экстракционных аппаратов важными являются их геометрические параметры, а также характер движения и время пребывания в аппарате экстракционного материала. Исследования, изложенные в [275] рассматривают различные типы перемешивающих устройств для интенсификации процесса. В [276] приводятся зависимости условий процесса и экономии пара от типа экстрактора. Кроме того температурный режим экстрактора является определяющим при определении энергопотребления этой стадии. Этот вопрос хорошо отражен в [277-280].

Выпарные аппараты.

Среди наиболее энергозатратных стадий при производстве сахара можно также выделить концентрирование сахарного сока. Для этого используются выпарные установки различных типов. Интенсификация теплообмена является одной из основных задач при работе выпарных аппаратов. Снижение потребления энергии, уменьшение поверхности теплообмена и соответственно общих капитальных и эксплуатационных затрат при заданном качестве продукта является основным критерием для проектирования выпарных установок. Компромисс между поверхностью теплообмена и разность температур выпарной установки изучается многими авторами [281-283]. Разность температур является важнейшей характеристикой выпарной установки. Т. Valoh приводит формулу для определения оптимальной ΔT в испарителе:

$$\Delta T_{opt} \cong T_s \sqrt{(c_a/c_e)(1/(T_0 k \tau - 1))}, \quad (1.2)$$

где c_a – годовые затраты 1 м² греющей площади поверхности; c_e – стоимость энергии; T_0 – температура окружающей среды; k – коэффициент теплопередачи; τ – продолжительность сезона работы.

Как видно из (1.2) ΔT в испарителе снижается за счет повышения стоимости энергии, интенсификацией теплообмена и увеличением продолжительности кампании по переработке свеклы.

Другой важной характеристикой работы выпарной станции является время пребывания сока в аппарате распределение его между корпусами. При температуре выше 105°C начинается разложение инвертного сахара, что является причиной цветности продукта [284]. Проблема цветности изучается уже много лет и тесно связана с проектированием выпарных аппаратов. Отсюда основным требованием к выпарным аппаратам является минимально возможное время пребывания сока в аппарате. Исходя из этого, необходимо оценивать выпарные аппараты, существующие на данный момент. Как минимум три недостатка имеют распространенные трубчатые выпарные аппараты Роберта:

1. Часть доступной разности температур теряется из-за гидростатического давления;
2. Коэффициент теплопередачи быстро уменьшается с повышением концентрации сока; эта величина может быть в 5-6 раз меньше, чем при однократном испарении;
3. Большое время пребывания сока в аппарате.

Поэтому в последние годы большое внимание уделяется пленочным выпарным аппаратам. Различные конструкции пленочных выпарных аппаратов представлено в [285]. Оценка коэффициентов теплопередачи для пленочных выпарных аппаратов как функции концентрации сока представлена в [286], и сравнивается с аналогичным показателем трубчатых выпарных аппаратов Роберта. Как видно из [286] коэффициент теплопередачи пленочных выпарных аппаратов выше, чем у аппаратов Роберта. Это различие особенно велико в интервале значений концентрации сока от 25 до 60% сухих веществ. Но применение пленочных выпарных аппаратов осложнено целым рядом факторов. Во-первых, это время пребывания, оно для традиционных пленочных аппаратов составляет порядка 1,5 минут. Хотя с помощью специального оборудования время пребывания может быть снижено до 30 секунд, но это требует значительных капитальных затрат при модернизации. Во-вторых, низкая концентрация сырого сока также является проблемой для пленочных выпарных аппаратов, т.к. коэффициент теплопередачи при этом почти не отличается от коэффициента теплопередачи аппаратов Роберта.

Снижение общего потребления тепловой энергии при производстве сахара строго зависит от потребления пара выпарной установки. С помощью применения нетрадиционных компоновок выпарных аппаратов пытаются решить эту задачу ряд исследователей [287, 288]. Предлагается использование

различных типов аппаратов с нетрадиционной компоновкой, распределением экстрапаров и утилизацией низкопотенциального тепла. При этом между корпусами выпарной установки предлагается использовать фильтрацию сока, а также предварительное выпаривание сырого сока. В качестве вакуум выпарных аппаратов предлагается использовать пленочные аппараты, а выпарная установка состоит из аппаратов Роберта.

Теплообменные аппараты

Выбор теплообменных аппаратов также как и выпарных аппаратов во многом определяет эффективность работы предприятия. Для выбора теплообменников необходимо учитывать несколько факторов [234]:

- термическое сопротивление теплопередающей поверхности связано с пленочным повышением давления при определенных параметрах;
- возможность поддержания экономически оправданного соотношения между интенсивностью теплообмена и падением давления в жидкостных аппаратах;
- возможность получения чистого противотока в аппарате, который особенно важен при утилизации низкопотенциального тепла.

Наиболее распространенными конструкциями теплообменных аппаратов, применяемых в сахарной промышленности являются спиральные, кожухотрубчатые и спиральные теплообменники. Самый высокий коэффициент теплоотдачи, из выше перечисленных имеют пластинчатые теплообменники.

Кроме этого пластинчатые теплообменники имеют целый ряд других преимуществ [289]:

- высокая эффективность при малом температурном приближении, $\Delta T_{\min}$ может достигать 1°C ;
- возможность быстрой перенастройки путем добавления или уменьшения количества пластин в аппарате;
- компактность и минимальное пространство для сервисного обслуживания;
- простота обслуживания, возможность быстрой разборки и промывки чистящими растворами;
- меньшие капитальные вложения за счет меньшей материалоемкости, меньшего пространства и отсутствия необходимости специального фундамента для установки;
- идентичная геометрия каналов в совокупности с высоким коэффициентом теплопередачи позволяет уменьшить расход теплоносителя, стоимости труб, запорной арматуры, насосов.

В последние годы появилось большое количество различных конструкций пластинчатых теплообменных аппаратов [289]. В частности это аппараты с широкими каналами, которые были разработаны специально для стадии очистки сырого сока. Результаты работы, полученные с помощью новых пластинчатых подогревателей сырого сока, приведены в [290]. Но, несмотря на свои преимущества, пластинчатые теплообменники не смогли полностью вытеснить аппараты других типов. Так, например, в [234] приводится

распределение теплообменных аппаратов различных типов оптимально подобранное для каждой стадии процесса получения сахара на заводе мощностью 6600 тонн в сутки. Примерно 50% теплообменников – пластинчатые, остальные трубчатые и спиральные. Пластинчатые аппараты установлены на стадиях подогрева сырого сока и сиропа, а спиральные и кожухо-трубчатые теплообменники установлены на стадии очитки сока.

Еще одной из распространенных конструкций подогревателей сока является секционный трубчатый подогреватель, использующийся в сахарной промышленности стран бывшего СССР [291-293]. Он характеризуется высокой скоростью сока около 3 м/с и даже выше, что уменьшает перегрев вблизи поверхности теплообмена. Конструкция этих аппаратов описана в [292] и показана возможность их использования с паровыми эжекторами. Но все же при реконструкции существующих систем теплообмена сахарных производств эти аппараты уступают пластинчатым теплообменникам за счет больших размеров и более высокого перепада давления.

Выводы и перспективы

Современное общество должно предстать перед многочисленными вопросами в стремлении обеспечить устойчивое энергоснабжение, уменьшение изменения климата, а также обеспечения производства продовольствия. Быстрый рост мирового потребления энергии делает задачу более сложной. Недавние кризисы нефти и газа показали уязвимость общества в условиях изменения климата и энергоснабжения. Тем не менее, в силу сложности глобальных изменений, имеется возможность достичь того, чтобы каждый человек или группа были ограничены кругом вопросов, в которых они были бы компетентны. Это причина, почему этот краткий обзор основан на специализированных данных квалифицированных ученых и технологов. В целом, рассмотренные документы обращены ко многим проблемам, имеющие отношение к глобальным изменениям климата и к последствиям решений, которые могут быть сделаны. Кроме того, возникает новое понимание некоторых энергетических проблем, которые на первый взгляд кажутся довольно простыми, однако большинство из них все еще не решены целиком. Многие проблемы ежегодно рассматриваются на пресс-конференциях, на протяжении прошлых 13 лет. Некоторые из них были обобщены Dovì и др. [184]:

- Разнообразие источников энергии и способов их доставки; региональные районы энергетической стабильности и межрайонной интеграции.
- Хранилища энергии – особенно электричества и тепла.
- Энергоэффективность и энергия рассматриваются обществом как приоритетное направление.
- Изменение социальной ориентации в сторону предотвращения энергетических потерь.
- Принятие энергетических решений касательно транспорта – технологий, управления и социальной приемлемости.

- Принятие энергетических решений касательно развивающихся стран.
- Стабильность энергии для обеспечения свежей водой население планеты.

Однако осталось множество вопросов, которые должны быть дополнительно изучены в будущем как новые направления в области устойчивого производства энергии, поддерживаемых эффективными энергоносителями. Список может быть значительно расширен. Это положительный знак, что большие компании исследуют эти вопросы см., например, [185]. Однако, необходима более совместно организованная работа для нахождения ответов на эти проблемы. Была разработана серия пресс-конференций, обеспечивающая необходимые форумы и сетевые возможности для ускорения научно-технического прогресса в этой области.

2 МЕТОДЫ ОПРЕДЕЛЕНИЯ ЭНЕРГОПОТРЕБЛЕНИЯ В ХИМИКО-ТЕХНОЛОГИЧЕСКИХ СИСТЕМАХ НА ОСНОВЕ ИНТЕГРАЦИИ ПРОЦЕССОВ

2.1 Метод построения составных кривых технологических потоков

После того как все данные технологических потоков собраны, вычисляются потоковые теплоемкости технологических потоков:

$$CP = M \times C_p, \quad (2.1)$$

где M – массовый расход; C_p – теплоемкость.

Затем вычисляются изменение потоковой энтальпии в температурных интервалах:

$$\Delta H = \int_{T_S}^{T_T} CP \times \Delta T, \quad (2.2)$$

если CP в температурном интервале постоянна, то:

$$\Delta H = CP \times (T_T - T_S). \quad (2.3)$$

Теперь можно представить энтальпийные изменения каждого потока на температурно-энтальпийной плоскости (если $CP = \text{const}$). Аналогично можно изобразить составные кривые для нескольких горячих или холодных технологических потоков, когда CP потоков, находящихся в температурном интервале суммируются. Температурные интервалы определяются значениями температур T_S и T_T для соответствующих потоков (рисунок 2.1).

Для использования аппарата составных кривых технологических потоков для исследования и оптимизации теплообменных систем разработан специальный метод построения составных кривых [294, 295]. Но этот метод не учитывал наличие потоков с фазовым переходом при построении составных кривых. Поскольку почти все технологические процессы в химической, нефтехимической, пищевой и других отраслях промышленности включают в себя технологические потоки с фазовыми переходами, необходимо было разработать усовершенствованную методику построения составных кривых. Впервые результаты использования данной методики были опубликованы в [296].

Для потоков с фазовыми переходами считаем что $T = \text{const}$, тогда изменение потоковой энтальпии будет определяться как $\Delta H = r \times (T_T - T_S)$, где r – скрытая теплота фазового перехода.

T – температура, °С; ΔH – изменение потоковой энтальпии, Вт. а) – горячие потоки на температурно-энтальпийной диаграмме; б) – составная кривая горячих потоков.

This content is unavaible

а)

б)

Рисунок 2.1- Построение составной кривой для горячих потоков

Для построения составных кривых первым шагом проводится сортировка и упорядочение множеств, всех граничных температур холодных потоков $\{TC_{Si}\} \cup \{TC_{Ti}\}$, горячих потоков $\{TH_{Si}\} \cup \{TH_{Ti}\}$ и объединение этих множеств $\{TC_{Si}\} \cup \{TC_{Ti}\} \cup \{TH_{Si}\} \cup \{TH_{Ti}\}$, при этом из множеств исключаются все повторяющиеся равные элементы и тогда:

Упорядочение с исключением

$$\{TC_{Si}\} \cup \{TC_{Ti}\} \Rightarrow \{TC_k\}; k = 1, 2, \dots, K; \quad (2.4)$$

Упорядочение с исключением

$$\{TH_{Sj}\} \cup \{TH_{Tj}\} \Rightarrow \{TH_l\}; l = 1, 2, \dots, L; \quad (2.5)$$

Упорядочение с исключением

$$\{TC_{Si}\} \cup \{TC_{Ti}\} \cup \{TH_{Sj}\} \cup \{TH_{Tj}\} \Rightarrow \{T_m\}; m = 1, 2, \dots, M, \quad (2.6)$$

где K, L, M – соответственно мощности счетных множеств $\{TC_k\}, \{TH_l\}, \{T_m\}$.

Затем для множеств температур определяются множества температурных интервалов $\{DTC_i\}$ для температур холодных потоков, $\{DTH_i\}$ для температур горячих потоков, $\{DT_i\}$ для всех температур с кардинальным числом на 1 меньше, чем у соответствующих температурных множеств, где

$$DTC_i = TC_i - TC_{i-1}, \quad (2.7)$$

$$DTH_i = TH_i - TH_{i-1}, \quad (2.8)$$

$$DT_i = T_i - T_{i-1}. \quad (2.9)$$

А для потоков с фазовыми изменениями температура остается постоянной и $DTC_i = TC_i = TC_{i-1}$, $DTH_i = TH_i = TH_{i-1}$, $DT_i = T_i = T_{i-1}$. Далее для всех температурных интервалов вычисляются с помощью (2.1, 2.3) массивы

поточковых теплоемкостей технологических потоков, которые находятся в выбранных температурных интервалах, т.е. для интервала DTC_i – потоков, для которых выполняется отношение:

$$TC_{sj} \leq TC_{i-1}, TC_{Tj} \geq TC_i; \quad (2.10)$$

для DTH_i потоков, для которых:

$$TH_{sj} \leq TH_i, TH_{Tj} \geq TH_{i-1}; \quad (2.11)$$

для DT_i потоков, для которых:

$$TC_{sj} \leq TC_{i-1}, TC_{Tj} \geq TC_i, TH_{sj} \leq TH_i, TH_{Tj} \geq TH_{i-1} \quad (2.12)$$

и тогда суммарные потоковые теплоемкости для температурных интервалов холодной составной кривой получим:

$$COC_j = \sum_{\forall i=1,2,3... \in j} CPC_i \quad (2.13)$$

для горячей составной кривой:

$$CON_j = \sum_{\forall i=1,2,3... \in j} CPN_i \quad (2.14)$$

и для общего множества температурных интервалов:

$$\begin{aligned} CC_j &= \sum_{\forall i=1,2,3... \in j} CPC_i \\ CH_j &= \sum_{\forall i=1,2,3... \in j} CPN_i \end{aligned} \quad (2.15)$$

Далее вычисляется изменение потоковой энтальпии технологических потоков в температурных интервалах для потоков, удовлетворяющим соотношениям (2.10 – 2.12):

$$DOC_j = DTC_j \cdot COC_j \quad (2.16)$$

$$DOH_j = DTH_j \cdot CON_j \quad (2.17)$$

$$DIC_j = DT_j \cdot CC_j \quad (2.18)$$

$$DIH_j = DT_j \cdot CH_j, \quad (2.19)$$

а для потоков с фазовыми изменениями $DOC_j = HVA_j$, $DOH_j = HCON_j$, $DIC_j = HVA_j$, $DIH_j = HCON_j$, где HVA_j и $HCON_j$ - изменение потоковой энтальпии технологических потоков с фазовыми изменениями.

Затем вычисляются значения энтальпии в точках излома составных кривых, которые соответствуют элементам множеств $\{TC_k\}$ и $\{TH_i\}$. При этом для определенности считаем, что крайняя левая абсцисса горячей составной кривой будет соответствовать началу координат, т.е. $HN_1 = 0$, и тогда:

$$HN_{i+1} = HN_i + DOH_i, \quad i = 1, 2, \dots, L - 1. \quad (2.20)$$

Далее считаем, что холодная кривая начинается в крайней правой точке горячей кривой, т.е. энтальпия крайней правой точки горячей составной кривой совпадает с энтальпией крайней левой точки холодной составной кривой $HC_1 = HN_L$, и тогда получим:

$$HC_{i+1} = HC_i + DOC_i, \quad i = 1, 2, \dots, K - 1 \quad (2.21)$$

Вычисляем массивы производных составных кривых над множествами температурных интервалов. Согласно (2.1 и 2.3) получим для холодной кривой:

$$\left(\frac{dTC}{dH} \right)_{C_i} = \frac{1}{COC_l}; \quad (2.22)$$

для горячей кривой:

$$\left(\frac{dTH}{dH} \right)_{H_i} = \frac{1}{COH_l}. \quad (2.23)$$

Теперь можно построить функциональные зависимости для составных кривых $TC = f_1(H)$ и $TH = f_2(H)$.

Функция $TC = f_1(H)$ определяется следующим образом. Для заданного H производится проверка, попадают ли H в энтальпийный интервал холодной составной кривой, т.е. $HC_l \leq H \leq HC_k$. Затем определяется энтальпийный интервал, которому соответствуют заданные H , и тогда $TC = TC_i + \left(\frac{dTC}{dH} \right)_{C_i} \cdot (H - HC_i)$. Точно также строится функция $TH = f_2(H)$ и аналогично строятся обратные функции $HC = f_1^{-1}(T)$ и $HH = f_2^{-1}(T)$.

Теперь имеются все зависимости для определения координат составных кривых. Составные кривые будут строиться последовательно вдоль энтальпийной оси – сначала горячая, а затем холодная (рисунок 2.2).

Далее, используя определенные нами функции $f_1(H), f_2(H)$ и $f_1^{-1}(T), f_2^{-1}(T)$, определяем расстояние между кривыми по энтальпийной оси во всех точках излома горячей кривой, для которых $\left(\frac{dTH}{dH} \right)_{i+1} > \left(\frac{dTH}{dH} \right)_i$, и холодной кривой, для которых $\left(\frac{dTC}{dH} \right)_{i+1} > \left(\frac{dTC}{dH} \right)_i$, определяем минимальное из этих расстояний dL_{min} (рисунок 2.2). После этого сдвигаем холодную составную кривую влево на расстояние dL_{min} . Все значения массива HC_j уменьшились на dL_{min} , эти изменения необходимо внести и в соответствующие функциональные зависимости:

$$HC_j = HC_j - dL_{min}, \quad j = 1, 2, \dots, K \quad (2.24)$$

Сейчас кривые сдвинуты до касания, т.е. $\Delta T_{min} = 0$, что физически соответствует максимальной рекуперации тепла, т.е. бесконечно большой поверхности теплообмена, что практически невыполнимо. Далее холодная кривая сдвигается вправо до тех пор, пока расстояние между кривыми по оси температур не станет равным выбранному значению ΔT_{min} .

Рассмотрим одну из точек излома холодной составной кривой, для которой $\left(\frac{dTC}{dH} \right)_{i+1} > \left(\frac{dTC}{dH} \right)_i$. При определении таких точек на холодной составной кривой одновременно определяются их координаты TC_j и HC_j , по

а) – последовательное построение; б) – сдвигка кривых до касания; в) – сдвигка кривых на заданное значение ΔT_{min} вдоль оси ординат. 1 – горячая составная кривая; 2 – холодная составная кривая; Q_R – максимальная теплота рекуперации; Q_H – нагрузка на горячие энергоносители; Q_C – нагрузка на холодные энергоносителей.

This content is unavaible

Рисунок 2.2- Построение составных кривых для заданного ΔT_{min}

которым можно вычислить расстояние между составными кривыми вдоль оси T :

$$\Delta T = f_1(HC_i) - TC_i; \quad (2.25)$$

Если $\Delta T > \Delta T_{\min}$ - переходим к следующей точке, если нет – определяем энтальпийный интервал, в котором находится значение HC_j и соответственно его границы (H_j, H_{j+1}).

Если $f_1(H_{j+1}) - TC_i < \Delta T_{\min}$ - переходим к рассмотрению следующего интервала, при этом, если $f_1(H_{j+1}) - TC_i > \Delta T_{\min}$, то расстояние, на которое необходимо сдвинуть холодную кривую для того, чтобы выбранная i -я точка находилась от горячей кривой на расстоянии $\Delta T_{\min}$, будет равно:

$$A_i = H_{j+1} - HC_i + \frac{\Delta T_{\min} [f_1(H_{j+1}) - TC_i]}{\left(\frac{dTH}{dH} \right)}. \quad (2.26)$$

Аналогично вычисляется величина сдвижки и для других точек излома обеих кривых. Понятно, что максимальное из этих расстояний и есть то расстояние, на которое необходимо сдвинуть холодную составную кривую вправо. Точка изгиба, для которой определено $A_{\max}$, показывает локализацию точки пинча.

Сейчас энтальпийные координаты температурных интервалов определяются как:

$$HC_j = HC_j - A_{\max}, \quad j = 1, 2, \dots, K. \quad (2.27)$$

И теперь уже просто определить мощность, которую необходимо подвести к теплоэнергетической системе или технологическому процессу с помощью внешних энергоносителей:

$$QH = HC_K - HH_L, \quad (2.28)$$

мощность, которая должна быть отведена от системы:

$$QC = HC_1 - HH_1. \quad (2.29)$$

Величина энтальпийного интервала, на котором составные кривые перекрываются

$$QR = HH_L - HC_1, \quad (2.30)$$

показывает максимальное значение рекуперлируемой теплоты в системе при заданной величине $\Delta T_{\min}$.

2.2 Метод расчета количества теплообменных аппаратов и целевой поверхности теплообмена в системах рекуперации тепла

При известной потребляемой и отводимой мощности и удельной стоимости энергоносителей легко вычислить общую стоимость энергоносителей, потребляемых теплоэнергетической системой. Но для определения оптимального значения $\Delta T_{\min}$ необходимо знать и стоимость теплообменного оборудования, необходимых для рекуперации тепловой энергии и теплообменников, необходимых для подвода и отвода тепла от системы.

Чтобы определить поверхность теплообмена, необходимую для рекуперации тепловой энергии при минимальном потреблении внешних энергоносителей, составные кривые разбиваются на вертикальные энтальпийные интервалы в точках излома кривых (рисунок 2.3) и вычисляется поверхность теплообмена, необходимая для каждого интервала, а затем, суммируя, вычисляем общую поверхность [248, 297, 298]:

$$S_{\min} = \sum_{k=1}^M \frac{1}{\Delta T_{\ln k}} \left(\sum_{i=1}^I \frac{q_i}{\alpha_i} + \sum_{j=1}^J \frac{q_j}{\alpha_j} \right), \quad (2.31)$$

где $\Delta T_{\ln k}$ – логарифмическая разность температур для $k^{\text{го}}$ интервала; α_i и α_j – коэффициент теплоотдачи $i^{\text{го}}$ горячего и $j^{\text{го}}$ холодного потока; M – число энтальпийных интервалов; I – количество горячих потоков; J – количество холодных потоков; $q_{ij} \in \{q_{ij}\} = \{DIC_j\} \cup \{DIH_j\}$ – изменение энтальпии $i^{\text{го}}$ горячего и $j^{\text{го}}$ холодного потока.

This content is unavailable

Рисунок 2.3 - Определение площади поверхности при вертикальном теплообмене.

Далее для определения общей стоимости теплообменного оборудования необходимо вычислит количество аппаратов. Для оценки можно считать, что число теплообменников равно числу связей между потоками, которое для максимального сохранения энергии, которое достигается при вертикальном теплообмене, будет определяться [297, 298]

$$N_{T_{mer}} = \sum_j N_j, \quad (2.32)$$

где $N_j = NSC_j \times NSH_j$ – количество связей для каждого интервала температур, NSC_j – число холодных потоков в интервале j , NSH_j – число горячих потоков.

Исходя из теории графов, для определения минимального числа связей между потоками можно воспользоваться соотношением [15]:

$$N_T = NS_{\dot{A}I} + NS_{\dot{I}I} - 2, \quad (2.33)$$

где $NS_{\dot{B}I}$ – количество потоков в интервале температур выше пинча, $NS_{\dot{H}I}$ – количество потоков в интервале температур ниже пинча, N_T – определено для минимального количества теплообменников, необходимых для удовлетворения теплообмена между потоками. Более точный расчет необходимого количества теплообменников предложен в [248].

Тогда стоимость теплообменников определяется следующим образом [298]:

$$CS = N_T \left[a + b \left(\frac{S_{\min}}{N_T} \right)^c \right], \quad (2.34)$$

где a – стоимость установки теплообменника, с учетом переобвязки, b – удельная стоимость поверхности теплообмена, $c \sim 0,8 \div 1$ – показатель нелинейности зависимости стоимости поверхности теплообмена от ее величины.

Используя соотношение (2.34) мы получим стоимость системы теплообменных аппаратов при одинаковых значениях коэффициентов a , b и c для всех технологических потоков, включаемых в тепловую интеграцию. Поскольку зачастую для различных технологических потоков используются различные типы теплообменных аппаратов и различные материалы для их изготовления необходимо учесть тот вклад, который будут вносить эти потоки в общую стоимость теплообменной системы. Для этого необходимо определить весовые коэффициенты стоимости для каждого потока [5]:

$$\varphi_j = \left(\frac{b_A}{b_j} \right)^{c_A} \left(\frac{S_{\min}}{N_T} \right)^{1 - \frac{\tilde{n}_j}{\tilde{n}_A}}, \quad (2.35)$$

где b_B и c_B – коэффициенты базового теплообменного оборудования; b_j и c_j – коэффициенты для $j^{\text{го}}$ потока. При этом принимаем, что стоимость установки теплообменников a , равна для аппаратов всех типов.

После этого мы можем определить целевое значение поверхности теплообмена с учетом различной стоимости теплообменного оборудования для каждого технологического потока:

$$S_{\min}^* = \sum_{k=1}^M \frac{1}{\Delta T_{\ln k}} \left(\sum_{i=1}^I \frac{q_i}{\varphi_i \alpha_i} + \sum_{j=1}^J \frac{q_j}{\varphi_j \alpha_j} \right). \quad (2.36)$$

Далее для определения стоимости системы теплообменных аппаратов используется соотношение (2.34) с подстановкой величины $S_{\min}^*$, полученной из (2.36).

Теперь можно вычислить общую приведенную стоимость проекта, суммируя стоимость энергии и стоимость теплообменной аппаратуры:

$$CT = PKC + CE - CQ, \quad (2.37)$$

где CE – годовая стоимость энергии; PKC – приведенные капитальные затраты (дисконтированные) [248].

$$PKC = CS \cdot \frac{i(i+1)^n}{(i+1)^n - 1}, \quad (2.38)$$

где i – годовая процентная ставка, n – число лет, CS – капитальные затраты.

$$CE = QH \cdot shs + QC \cdot scs \quad (2.39)$$

где shs – удельная стоимость горячих утилит, у.е./(кВт год); scs – удельная стоимость холодных утилит у.е./(кВт год); CQ – дисконтированная стоимость квот, полученных в результате снижения удельного потребления первичных энергетических ресурсов при интеграции ХТС.

Далее для минимального значения CT определяется величина минимальной разности температур теплоносителей в теплообменном оборудовании $\Delta T_{\min}$, для которой и выполняется проект теплообменной системы ХТС.

Блок-схема программы для определения целевых энергетических, стоимостных значений и $\Delta T_{\min}$ с учетом влияния экологических факторов приведена в приложении А. Данная программа также позволяет строить составные кривые технологических потоков и большую составную кривую.

2.3 Метод построения больших составных кривых технологических потоков

Составные кривые хорошо представляют энергетические цели, но для выбора и размещения внешних энергоносителей разработан в пинч-анализе более удобный инструмент – большая составная кривая [197]. Для ее построения необходимо сдвинуть горячую составную кривую на $\Delta T_{\min}/2$ вниз по температурной оси, а холодную – вверх, т.е. составные кривые сейчас будут моделировать горячие потоки с граничными температурами, измененными на $\left(-\Delta T_{\min}/2\right)$, а холодные на $\Delta T_{\min}/2$. Затем вычисляется общее изменение энтальпии холодных и горячих потоков в каждом из сдвинутых температурных интервалов:

$$\Delta H_i = \left(\sum_k^{j_C} CP_{Ck} - \sum_k^{j_H} CP_{Hk} \right) \cdot \Delta T_i, \quad (2.34)$$

где j_C, j_H – число холодных и горячих потоков в i -м интервале, CP_C, CP_H – потоковые теплоемкости холодных и горячих потоков.

Затем изменение потоковой энтальпии можно расположить в виде температурного каскада [197], показывающего недостаток или избыток теплоты в каждом интервале (рисунок 2.4) и затем отложить эти величины на температурно-энтальпийном графике, начиная от значения Q_{Hmin} – нагрузки на внешние горячие и холодные теплоносители (рисунок 2.4). Построенная таким образом линия и называется «Большая составная кривая». При работе с такой кривой необходимо помнить, что на температурной оси отложены не действительные температуры потоков, а сдвинутые температуры, т.е. температуры холодных потоков на $\Delta T_{\min}/2$ горячее, температуры горячих

потоков на $\Delta T_{\min}/2$ холоднее. Заштрихованные области (карманы) на кривой показывают рекуперацию тепловой энергии между потоками. Большая составная кривая позволяет наиболее выгодным и удобным способом разместить внешние энергоносители для нагрева или охлаждения потоков. Например, если энергия к процессу подводится паром, то определенную мощность можно передать паром разного давления. Это может оказать значительное влияние на общую стоимость проекта. При помощи большой составной кривой разработаны методы интеграции в процесс тепловых насосов, холодильных машин и т.д.[15, 248].

Данный метод проектирования полностью основан на термодинамических законах и позволяет:

- Установить необходимые значения внешних горячих и холодных

This content is unavailable

Рисунок 2.4- Большая составная кривая и общее изменение энтальпии в температурных интервалах.

энергоносителей для проведения процесса перед проектированием.

- Оценить необходимую величину общей теплопередающей поверхности перед проектированием.
- Проектировать рабочие сети с минимальным потреблением энергии раздельно выше и ниже Пинча.
- Контролировать проект на каждом шаге развития.

Кроме того, Пинч-технология позволяет минимизировать теплообменную поверхность, минимизировать количество теплообменных единиц, оптимизировать перепад давления в сети и размещение силовых установок, минимизировать количество сточных вод и эмиссию углекислого газа.

При модернизации существующих производств методы Пинч-технологии позволяют максимально использовать уже установленное оборудование, но в новых рабочих сетях, что снижает инвестиции в реконструкцию.

Таблица 2.1-Результаты применения Пинч-технологии в “Union Carbide”

Процесс	Тип проекта	Экономия за счет снижения энергетических затрат, \$/год	Капвложени я, \$	Срок окупаемости ,мес
Нефтехимический	Модиф.	1 050 000	500 000	6
Специальной химии	Модиф.	139 000	57 000	5
— // —	Модиф.	82 000	6 000	1
Лицензионная установка	новый	1 300 000	экономи я	—
Органической объемной химии	Модиф.	1 000 000	600 000	7
— // —	Модиф.	1 243 000	1 835 000	18
— // —	Модиф.	2 000 000	800 000	5
Спец. Химия	Модиф.	570 000	200 000	4

Таблица 2.2-Результаты применения Пинч-технологии в “ICI”

Процесс	Тип проекта	Экономия за счет снижения энергетических затрат, \$/год	Кап.вложения, \$
Объемной орг. химии	Новый	800 000	800 000
Спец. химии	— // —	1 600 000	экономи я
Грубой переработки	Модиф.	1 200 000	— // —
Неорг. объемн. химии	Новый	320 000	— // —
Спец. химии	Модиф.	200 000	160 000
Новый завод	Новый	30 – 40 %	30 % экономии
Не профильный	Модиф.	300 000	800 000
Нефтехимия	— // —	фаза I 2 000 000	600 000
		фаза II 200 000	1 200 000

Более того, методами Пинч-анализа можно определить стоимостной компромисс между всеми названными целями и капитальными вложениями при заданном времени окупаемости, которому и должен удовлетворять окончательный проект. За последнее десятилетие фирмой “Linnhoff March” и университетом “UMIST” выполнено более 2600 проектов создания новых и модернизации действующих производств в различных отраслях промышленности и различных странах.

Некоторые результаты воплощения этих проектов приведены в таблицах 2.1 – 2.2.

Мы также в своей дальнейшей работе будем пользоваться методикой основанной на идеях пинч-анализа.

В заключение заметим, что среди всех факторов и мероприятий интенсификации химико-технологических процессов в химико-технологических системах (ХТС) особую роль играют эффекты, связанные с оптимальным выбором структуры и элементов системы. Опыт показывает, что экономический эффект от оптимальной структуры ХТС примерно на порядок выше эффектов от оптимальной организации отдельных элементов или оптимального управления процессом. Поэтому, чем больше потоков и процессов ХТС будет включено в тепловую интеграцию при реконструкции теплообменных систем ХТС, тем больший экономический эффект будет получен.

3 АНАЛИЗ ТЕПЛООБМЕННОЙ СИСТЕМЫ ПЕРЕРАБОТКИ НЕФТИ НА ПРИМЕРЕ АТЫРАУСКОГО НЕФТЕПЕРЕРАБАТЫВАЮЩЕГО ЗАВОДА

3.1 Текущее состояние производства

Установка ЭЛОУ-АВТ типа А-12/7м предназначена для подготовки и переработки 3,0 млн. тонн в год сырой мангышлакской нефти в смеси с мартышинской (до 20%). На установке получают следующие компоненты товарной продукции:

- прямогонный бензин (фр.н.к.35°-180°С);
- уайт-спирит (фр. 140-200°С);
- реактивное топливо ТС – 1 (фр. 150-250°С);
- дизельное топливо (фр. 180-360°С);
- мазут (фр. >360°С);
- вакуумный дистиллят (фр. 350-500°С);
- гудрон (фр. >500°С).

Установка введена в эксплуатацию в 1969 году.

Генеральный проектировщик – институт «Азгипронефтехим».

Дополнительно на установке проведены следующие виды реконструкции:

В 1994 году введена технология химико-технологической защиты от коррозии, разработанной ИПНХП АН РБ (ранее БашНИИ НП) г. Уфа.

Усовершенствована схема теплообменных потоков.

В 1995 году введена технология производства топлива для реактивных двигателей марки ТС-1, разработанной ИПНХП АН РБ г. Уфа.

В 1997 году произведена замена основной ректификационной колонны К-2 с усовершенствованной технологией перегонки нефти и оснащенной современной высокоэффективной конструкцией трапециевидно-клапанных ректификационных тарелок. Разработчик технического проекта - «ВНИИнефтемаш» (г. Москва) по исходным данным ИПНХП АН РБ г. Уфа. Колонна изготовлена на АО «Пензхиммаш».

Модернизирована работа узлов конденсатно-холодильного оборудования.

Установка ЭЛОУ-АВТ состоит из следующих блоков:

- Блок электрообессоливания и обезвоживания.
- Блок атмосферно - трубчатой перегонки.
- Блок вакуумно-трубчатой перегонки.
- Блок химико-технологической защиты от коррозии.
- Блок стабилизации уайт-спирита (реактивного топлива ТС-1).
- Блок утилизации тепла дымовых газов.
- Узел сброса и возврата пароконденсата.

Установка АВТ-1 тесно связана с технологическими установками и с общезаводским хозяйством. Питание установки осуществляется из сырьевого парка (ТСБ). Сухой газ полностью используется на установке в качестве топлива.

Установка АВТ-1 тесно связана с установкой АВТ-2 (А-12/6): бензин с К-1, 1а, АВТ-1 поступает в колонну К-7 блока стабилизации АВТ-2; бензин с К-3

в колонну К-8 блока вторичной перегонки АВТ-2; остальные продукты отводятся в соответствующие промпарки и товарные парки.

3.2 Общая характеристика производственного объекта и назначение технологического процесса

Установка АВТ-1 является основным технологическим объектом завода, предназначенным для первичной атмосферно-вакуумной переработки нефти. Ниже приведено краткое описание технологического процесса установки.

This content is unavaible

Для нагрева второго потока используется ДТ с К-3 и мазут с К-2, К-2а.

Расход нефти по каждому потоку регистрируется приборами, диафрагмы которых установлены на потоках перед теплообменниками.

Перед поступлением в ЭД-1 нефть проходит смеситель С-11, где происходит интенсивное смешение нефти с водой и раствором деэмульгатора.

Вода в ЭД-1 подается насосами Н-38, Н-39. Расход воды регистрируется расходомерами. Уровень солевого раствора в ЭД-1 поддерживается автоматическим регулятором уровня раздела фаз, клапан которого установлен на уровне выхода солевого раствора из ЭД-1 в отстойник Е-21. В ЭД-1 нагретая нефть вводится через маточники, создающие равномерный поток в электрическом поле снизу вверх.

В поле высокого напряжения от 22 до 44 кВ ЭЛОУ ЭД-1 происходит частичное разрушение эмульсии и отделении нефти от воды.

После ЭД-1 частично обессоленная нефть через смеситель С-12 подается в электродегидратор второй ступени ЭД-2.

Примечание. Данные регламента могут отличаться от действующей технологической схемы, так как в этой работе для примера использованы данные технологического регламента 2011-2014г.

This content is unavaible

This content is unavaible

This content is unavaible

This content is unavaible

This content is unavaible

This content is unavaible

3.3 Анализ структуры затрат на переработку нефти установкой АВТ-1

По предоставленным данным из регламента АНПЗ, для удобства анализа, была построена круговая диаграмма структуры затрат по АВТ-1 в 2014 году.

This content is unavaible

Рисунок 3.2- Структура затрат АВТ-1 в 2014 году

На приведенной диаграмме видно, что наибольшую долю в себестоимости продукции АВТ-1 занимает статья затрат "энергоресурсы", которая составляет 32,8%. По нашему мнению, фактическая доля энергоресурсов значительно выше указанной цифры потому, что в

хозрасчетной карте АВТ-1 значится, что 43229,45 т у.т. (среднестатистические данные за 2014г.), то следовательно, структура затрат имела бы уже вид приведенный на диаграмме ниже.

This content is unavailable

Рисунок 3.4- Структура энергозатрат АВТ-1 в 2014 году

Для того, чтобы определить наиболее эффективные пути снижения издержек предприятия за счет энергоресурсов следует проанализировать структуру затрат в области энергопотребления установки АВТ-1 по видам энергоресурсов

Как видно из этой диаграммы наиболее значительный сектор энергозатрат, представляющий интерес для энергосбережения является топливная составляющая энергетического баланса Установки. Как показали приборные исследования режимов горения топлива на печах П-1 и П-2, потенциал экономии топлива очень значительный. Поскольку в технологии переработки нефти преобладают процессы нагрева и охлаждения рабочих сред, то нами были проанализированы процессы интеграции тепловых процессов и эффективность использования имеющегося теплообменного оборудования.

Повышению эффективности использования интеграции тепловых процессов посвящена специальная работа по оптимизации схемы рекуперативного теплообмена технологических потоков, которая запланирована в следующих этапах исследований.

This content is unavailable

Рисунок 3.5- Потребление топлива и переработка нефти в 2012-2014 годах

Из графика наглядно видно, что наиболее неудачным в плане эффективности использования топлива был 2012 год и особенно март-месяц. Однако для определения эффективности, а тем более для сравнительного анализа различных периодов работы установки целесообразнее применять регрессионный анализ зависимостей расхода топлива от объемов переработки нефти. На графике, приведенном ниже наглядно видно, что наиболее эффективно в части использования топлива установка работала в 2014 году. Уравнения одиночной регрессии имеют удовлетворительную достоверность, что подтверждается значениями коэффициента корреляции R^2 , который выше значения 0,16, соответствующее приемлемому минимуму и что означает допустимость корректного анализа построенных зависимостей.

Анализ потребления топлива АВТ-1 с использованием методов прикладной статистики показал, что стандартные зависимости месячного расхода топлива "у" (т.у.т.) от объема перерабатываемой нефти "х" (тонн),

This content is unavaible

This content is unavaible

This content is unavaible

This content is unavaible

This content is unavaible

4 АНАЛИЗ ИСПОЛЬЗОВАНИЯ ЭНЕРГИИ

Весь процесс переработки нефти основан на подведении тепловой энергии в технологический процесс и отведении тепловой энергии от продуктов нефтепереработки. Основными источниками теплоты являются:

- технологические печи П-1 и П-2, потребляющие собственный технологический газ установки и мазут;
- пар с заводской ТЭЦ

Ниже приведен анализ эффективности использования топлива на выработку теплоты, необходимой для технологического процесса прямым нагревом нефти и нефтепродуктов в печах, а также приведен анализ использования тепловой энергии в виде пара и анализ использования электрической энергии.

4.1 Анализ использования топлива

Для нагрева нефти, нефтепродуктов и перегрева пара на Установке АВТ-1 применяются две шатровые трубчатые печи П-1 и П-2. Печи радиантно-конвективные с двумя топками и общей конвективной частью, находящейся между топками. Горелочные устройства печей состоят из 28 инжекционных горелок типа ФГМ-120 с теплопроизводительностью 2 Гкал/ч каждая. В качестве топлива на печах сжигается газ нефтепереработки и мазут.

С помощью портативного газоанализатора "ENERAC", инфракрасного бесконтактного термометра "RAYTEC", используя показания штатных измерительных приборов, было проведено энергообследование работы печей П-1 и П-2.

Результаты обследования систематизированы в таблице 4.1.

По данным обследования печей можно сделать следующие выводы:

- коэффициенты полезного действия печей П-1 и П-2 составляют соответственно 69,97% и 64,36%;
- температура уходящих газов за печами П-1 и П-2 соответственно составляют 383°C и 473°C;
- коэффициенты избытка воздуха в дымовых газах соответственно составляют 1,98 и 1,93, что на 30÷35% превышает оптимальные (1,4÷1,5) показатели работы печей аналогичного типа;
- повышенные расходы воздуха на сжигание топлива приводят к снижению температуры факела, уменьшению доли тепловой энергии, передаваемой излучением, к росту температуры уходящих газов и, как следствие, к значительным потерям тепловой энергии с уходящими газами, которые составляют соответственно 28,43% и 35,26%;
- потери тепловой энергии в окружающую среду с печи П-1 в 2,5 раза превышают потери с печи П-2, что свидетельствует о неудовлетворительном состоянии тепловой изоляции на печи П-1;
- отсутствие на печах газоанализаторов и ведение процессов горения операторами в ручном режиме не позволяет выдерживать оптимальное

соотношение "топливо – воздух" при изменении теплотворной способности и соотношения объемных расходов топлив на печи, что в конечном итоге приводит к перерасходу топлива.

Таблица 4.1-Показатели работы печей П-1 и П-2 Установки АВТ-1

This content is unavaible

- за счет установки газоанализатора вести постоянный контроль над сжиганием топлива;
- при замене инжекционных горелок на смесительные и установке оборудования автоматического регулирования оптимального соотношения "топливо-воздух" снизить потребление топлива как минимум на 5%.

Установить за оставшейся после внедрения печью котел – утилизатор, рассчитанные на получение перегретого пара давлением 14 кг/см². Внедрение позволит за счет утилизации тепловой энергии уходящих газов полностью обеспечить Установку собственным перегретым паром и тем самым снизить потребление топлива ТЭЦ Предприятия на его выработку.

4.2 Анализ использования тепловой энергии

4.2.1 Тепловой баланс установки

По данным измерений переносными приборами, проведенными с 29 марта по 02 апреля 2014 года, и статистическим данным показаний штатных приборов были получены следующие результаты распределения затраченной тепловой энергии на установке АВТ-1.

This content is unavailable

Рисунок 4.1- Тепловой баланс установки АВТ-1.

Как видно из баланса, приведенного на рисунке 4.1, основные потоки теплоэнергии расходуются при охлаждении нефтепродуктов на воздушных и водяных холодильниках. Эти тепловые выбросы обусловлены технологией и являются по сути своей проектными тепловыми потерями. При теплоотводе с водяных холодильников удельный расход электрической энергии составляет 42,13кВтч/Гкал. На отвод тепловой энергии с воздушных конденсаторов затрачивается 4,57 кВтч на 1 Гкал. По этой причине мы считаем более

экономичным, в рамках всего Предприятия, максимально загрузить воздушные холодильники и, по возможности, вывести из эксплуатации или снизить нагрузку на конденсаторах с водяным охлаждением. По данным обследования, возможно увеличение тепловой нагрузки КВО на $7\div 9$ Гкал/ч. Это позволит в осенне–весенний период вывести в резерв водяные конденсаторы бензина.

Значительны теплопотери от оборудования, лишенного тепловой изоляции, в основном, корпусов теплообменников 6,88 Гкал/ч.

4.2.2 Анализ использования тепла на технологических теплообменниках

Основным мероприятием по снижению энергозатрат в нефтепереработке всегда являлась рекуперация теплоты между нагреваемыми и охлаждаемыми технологическими потоками нефти и нефтепродуктов.

В процессе энергоаудита были проведены детальные исследования процесса рекуперативного теплообмена на основании приборных измерений штатными приборами установки АВТ-1 и портативными энергоаудиторскими приборами.

В результате исследований было установлено, что существующая площадь поверхности теплообмена превышает необходимую для данных режимов рекуперативного теплообмена более, чем в два раза.

Перекрестный теплообмен между холодными и горячими технологическими потоками приводит не только к завышенному значению площади используемой поверхности теплообмена, но и к переносу тепловой энергии через пинч.

На основании данных о холодных и горячих потоках (их начальной и конечной температурах и потоковых энтальпий) был построен график составных кривых приведенный ниже на рисунке 4.2. Составные кривые содержат большой объем информации о системе технологических потоков, утилитной системе и эффективности использования тепловой энергии в процессе.

This content is unavailable

1 – составная кривая горячих потоков; 2 – составная кривая холодных потоков; Q_{hmin} , Q_{cmin} , Q_{rec} – потребляемая мощность горячих утилит, холодных утилит и мощность рекуперации

Рисунок 4.2- Составные кривые процесса первичной переработки нефти на установке АВТ–1 для существующей в настоящее время теплообменной системы

Проекция горячей составной кривой на энтальпийную ось (абсцисс) показывает значения тепловой мощности, которую возможно отвести от системы горячих потоков и использовать для подогрева холодных технологических потоков. Эта величина составляет значение 59,09 МВт. Аналогично, проекция холодной составной кривой на энтальпийную ось показывает значение мощности, которое необходимо подвести к холодным потокам для выполнения процесса первичной переработки нефти на установке АВТ-1.

Для проведения процесса необходима мощность ~79,8 МВт, но это не значит, что вся эта мощность должна быть получена от утилитной системы установки, в данном случае – системы трубчатых печей. Часть энергии может быть рекуперирована с помощью системы теплообмена между холодными и горячими потоками. Величину мощности и показывает перекрытие кривых (рисунок 4.2). Это значение на диаграмме кривых равно ~ 30 МВт. Наименьшее

расстояние между кривыми по оси ординат – температурной оси показывается областью пинча выбранной системы технологических потоков. В нашем случае на действующей установке пинч показывается на температурах: $T_r = 210^{\circ}\text{C}$ и $T_{\text{хол}} = 50^{\circ}\text{C}$. Разность температур в области пинча равна $\Delta T_{\min} = 160^{\circ}\text{C}$. Эта разность была бы минимальной между теплоносителями в теплообменном оборудовании, если бы выполнялись условия вертикального теплообмена, но в настоящее время в теплообменной системе установки значительная часть тепловой энергии передается между теплоносителями в условиях перекрестного теплообмена, поэтому на теплообменных аппаратах наблюдаются разности температур между теплоносителями меньшие, чем $\Delta T_{\min}$. Перекрестный теплообмен приводит к значительному завышению площади поверхности теплообмена в теплообменных сетях.

Детальное описание тепловых и материальных балансов установки с результатами исследований, схемами и др. будут приведены в специальном отчете следующих этапов. Результатом внедрения предлагаемого проекта должно стать уменьшение потребления тепловой энергии процессом первичной переработки нефти на установке АВТ–1 на 57% (полезная нагрузка печей), что приведет к снижению расхода топлива в трубчатых печах на 60%, т.е. в 2,5 раза по сравнению с потреблением, существующем в настоящее время.

4.3 Анализ использования пара

Пар поступает на Установку от ТЭЦ Предприятия по двум паропроводам давлением 14 кгс/см^2 и 4 кгс/см^2 . Пар высокого давления предназначен для эжекторов вакуумного блока с отпарной колонной К-4. Пар низкого давления используется на отпарных колоннах К-1, К-2 и К-3, для нагрева мазута и технологического газа, сжигаемых на печах Установки, а также для распыла мазута в горелочных устройствах.

Ниже представлены на рисунке 4.3 динамика потребления теплоэнергии, поступающей на Установку в виде пара, а на рисунке 4.4 зависимости потребления тепловой энергии от переработки нефти с вакуумным блоком и без вакуумного блока в марте 2014 года.

Данные приведенные на графиках свидетельствуют о том, что система учета пара имеет погрешности, так как постоянная составляющая уравнения регрессии имеет отрицательное значение, что лишено физического смысла ибо это означает, что неработающая установка не потребляет, а, наоборот, выдает пар.

Тем не менее значение коэффициента корреляции указывает на то, что эта погрешность имеет систематический характер и данными можно воспользоваться для анализа тенденций в использовании тепловой энергии. Несмотря на то, что использование пара по сравнению с 2012 и 2013 годами улучшилось, о чем свидетельствовали годовые графики в разделе 3, при одной и той же загрузке установки расходы тепловой энергии колебались от среднего значения с амплитудой 25%.

This content is unavailable

Переработка нефти, тонн

Расход тепловой энергии, Гкал

Рисунок 4.3- Потребление теплоэнергии и переработка нефти в марте 2014 года

This content is unavailable

Рисунок 4.4- Зависимости потребления тепловой энергии от переработки нефти в марте 2014 года

Структура распределения пара по потребителям при работе Установки без вакуумного блока наглядно приведена на рисунке 4.5.

This content is unavailable

Рисунок 4.5- Среднечасовой паровой баланс АВТ-1 за 30 марта 2014 года.

Как видим из баланса, основное количество пара используется на нагрев мазута и технологического газа в теплообменниках Т-25, Т-28, на распыл мазута и нагрев газа перед печами (82,64% от общего потребления пара).

По данным обследования установки первичной переработки нефти с помощью пинч-метода выявлены узкие места в тепловой системе установки и разработан проект энергоэффективной системы рекуперации. При реализации этого проекта реально снижение удельного энергопотребления на 57 % для горячих утилит и появляется возможность вывести из работы одну печь или снизить тепловые нагрузки обеих печей. Для этого вполне достаточно технологического газа, получаемого на Установке. При этом потребление пара на нагрев и распыл мазута полностью исключается.

В случае внедрения утилизации теплоты уходящих газов печей установка АВТ-1 вместо потребителя пара станет его производителем и появляется возможность снизить выработку пара и, соответственно, потребление топлива на ТЭЦ Предприятия.

4.4 Анализ использования оборотной и промышленной воды

Для охлаждения нефтепродуктов на АВТ-1 применяются как кожухотрубчатые, так и погружные холодильные теплообменники. В качестве охладителя применяется промышленная и оборотная вода от БОВ №3. Во время проведения энергообследования Установки использовалось следующее теплообменное оборудование:

- погружные холодильники-конденсаторы ПХ-1, ПХ-7 (охлаждение бензина колонн К-1 и К-3);
- кожухотрубчатые холодильники Х-5 и Х-8 (охлаждение дизельного топлива);
- кожухотрубчатые холодильники-конденсаторы ХК-1 и ХК-2 (охлаждение бензина колонны К-1);
- погружные холодильники ПХ-5 (охлаждение перетоков из К-1 в К-3), ПХ-16 (охлаждение ЦО К-3) и ПХ-19 (охлаждение мазута).

С помощью портативного ультразвукового накладного расходомера были проведены измерения расходов оборотной и промышленной воды через указанные теплообменники. Распределение этих потоков воды приведено на рисунке 4.7. Структура распределения тепловых потоков с охлаждающих теплообменников приведена на рисунке 4.6.

This content is unavailable

Рисунок 4.6- Тепловой среднечасовой баланс по охлаждающей воде за 30 марта 2014 года.

Как видно из приведенных материального и теплового балансов с оборотной и промышленной водами при общем расходе 267 т/ч от Установки отводится 3,587 Гкал/ч тепловой энергии. Доля промышленной воды в общем потреблении составляет 6,74% (18 т/ч). С промышленной водой отводится 0,396 Гкал/ч (11%) тепловой энергии.

Удельные затраты электроэнергии на теплоотвод с оборотной водой на АВТ-1 составляют 42,13 кВтч /Гкал. Потребление электрической энергии вентиляторами КВО составило во время контрольных замеров 2360 кВтч за сутки (потребляемая мощность 98,33 кВт). Удельные затраты электроэнергии на охлаждение при помощи КВО составляют 4,57 кВтч/Гкал. Превышение удельных затрат электроэнергии на охлаждение продуктов оборотной водой по сравнению с охлаждением в конденсаторах воздушного охлаждения составляет 37,56 кВт/Гкал.

This content is unavailable

Рисунок 4.7 - Материальный среднечасовой баланс охлаждающей воды за 30 марта 2014 года.

Целесообразно перестроить работу Установки таким образом, чтобы водяные холодильники работали, только, при температуре наружного воздуха более 20°C (в летний период).

Это позволит снизить расход электрической энергии на 722 тыс. кВтч за год. Следует так же отметить нерациональное использование промышленной воды вместо оборотной на холодильниках ХК-1 и ХК-2. Ниже приведены в таблица 4.2 результаты химического анализа промышленной и оборотной воды. Таблица 4.2-Данные химического анализа промышленной и оборотной воды

По данным анализа видно, что за счет потерь в цикле жесткость и солесодержание оборотной воды находятся в пределах, позволяющих, при соблюдении скоростей не ниже 1 м/с, обеспечить безнакипный режим работы теплообменников. Тем не менее, в теплообменниках имеются отложения, в большей части, грязевые. Не удивительно стремление персонала установки заменить оборотную воду промышленной.

Мы рекомендуем для очистки оборотной воды и предохранения теплообменников от заноса отложениями установить на подводящих водоводах по два грязевика, схема установки которых приведена ниже на рисунке 4.8. Это позволит задерживать поступающую из системы БОВ грязь. Конструкция предусматривает очистку грязевиков без разборки. Она производится обратным током воды со сбросом последней в канализацию.

This content is unavailable

Рисунок 4.8- Схема установки грязевиков

4.5 Анализ потерь тепловой энергии на воздушных холодильниках

Для охлаждения нефтепродуктов на АВТ-1 применяются конденсаторы воздушного охлаждения (КВО). Охлаждение осуществляется за счет подачи вентиляторами, установленными снизу КВО, наружного воздуха. При проведении обследования Установки в работе находились КВ № 1÷13.

С помощью портативного термоанемометра и инфракрасного безконтактного термометра при температуре окружающего воздуха 9°С были проведены измерения скоростей и температур воздуха, отходящего от конденсаторов воздушного охлаждения, и на основании этих измерений определялись расходы тепловой энергии с поверхностей охлаждения конденсаторов воздушного охлаждения. Результаты измерений приведены в таблице 4.3.

Результаты обследования показали, что воздушные конденсаторы загружены лишь на 30-40% своей мощности. Температура охлаждаемого бензина падает после прохождения 30-40% длины КВО. Об этом свидетельствуют графики изменения температуры воздуха вдоль КВО, приведенные на рисунке 4.9.

Таблица 4.3-Результаты измерений тепловых потоков КВО

This content is unavailable

Для КВО № 9÷12, которые подключены по охлаждаемой среде в параллель, можно бы ждать ориентировочно одинаковую тепловую нагрузку. На практике их тепловые нагрузки составляют:

- для КВО № 9 - 1,12 Гкал/ч;
- для КВО № 10 - 1,28 Гкал/ч;
- для КВО № 11 - 1,14 Гкал/ч;
- для КВО №12 - 0,32 Гкал/ч.

This content is unavailable

Рисунок 4.9- Изменение температуры воздуха от КВО 9÷12 по их длине

Как видно из рисунка 4.9 загрузка КВО от №9 к №12 падает. Причина этого – снижение расхода шлемовых газов от 9-го к 12-му КВО. К тому же, по-видимому, на КВО №12 происходит накопление грязевых отложений.

При оптимальной работе вместо 1,0÷1,6 Гкал/ч с каждой секции можно снимать 2,0÷2,5 Гкал/ч теплоэнергии, как это мы наблюдаем на КВО-3,4. Суммарный теплосъем КВО в таком случае может составить не 21,5 Гкал/ч, а

30-40 Гкал/ч. В настоящее время пять секций КВО выведены в ремонт. Водяные конденсаторы снимают 3,587 Гкал/ч тепловой энергии. Таким образом, мощности КВО достаточно для охлаждения всех нефтепродуктов при температуре наружного воздуха до 20°C. Имеется реальная возможность не использовать водяные конденсаторы за исключением летних месяцев.

Следует также отметить, что 15-20% воздуха от вентиляторов уходит через неплотности между поверхностями охлаждения КВО и обечайкой. Этот дефект необходимо устранить.

4.6 Анализ использования электрической энергии

Установка АВТ-1 получает электроэнергию от двух секций шин РУ-6кВ ТЭЦ. Секция I через ТП-18 соединена с питающей энергосистемой РайТЭЦ. К Секции II присоединен турбогенератор ТЭЦ. От указанных секций запитаны трансформаторы подстанций 6/0,4 кВ ТП-2, КТП-22, КТП-26, которые питают каждый свою секцию шин 0,4 кВ и соответствующие потребители. Таким образом, как система питания, так и оборудование имеет своего дублера. Секции 0,4 кВ подстанции КТП-26 соединены через АВР.

От РУ-6кВ ТЭЦ непосредственно питаются также мощные насосы Н-20А и Н-22Б АВТ-1. Для компенсации реактивной мощности на КТП-26 установлены две батареи конденсаторов емкостью 164,4 и 165,2 кВАр, не оборудованных системой автоматического регулирования мощности. Назначение электроприемников и их режимы работы приведены в описании техпроцесса установки АВТ-1.

Система учета электроэнергии на АВТ-1 включает в себя один уровень технического учета по напряжению 6 кВ, охватывающий средствами учета вводные фидера трансформаторов на ТП-2, КТП-22, КТП-36, электропривод насосов Н-20А и Н-22Б на РУ-6 кВ ТЭЦ, Н-20 на распределительном устройстве 6 кВ ТП-2. Состав точек учета электроэнергии приведен в таблице 4.4.

Таблица 4.4-Сведения о средствах учета электрической энергии

This content is unavailable

Система учета обеспечивает контроль общего расхода активной электрической энергии, оборудованием АВТ-1. Однако, система учета не соответствует требованиям ведения эффективного энергоменеджмента.

Для повышения эффективности учета на АВТ-1 необходимо:

- внедрить автоматизированную систему учета электроэнергии;
- организовать учет реактивной энергии по питающим фидерам;
- организовать дополнительный учет потребления электроэнергии мощными электродвигателями и ЭЛОУ.

4.6.1 Исследование режимов потребления электроэнергии установкой АВТ-1

Для оценки реальных параметров режима работы оборудования АВТ-1 проведен анализ качественных показателей работы оборудования и его комплексные испытания.

В качестве исходных данных для проведения качественного анализа были использованы данные оперативных журналов об объемах энергопотребления, времени работы оборудования, степени его загрузки.

При проведении измерений использовались следующие технические средства:

- постоянные средства учета электрической энергии на фидерах 6 кВ;
- переносные средства регистрации средних значений однофазной мощности и $\cos\varphi$, представленные приборами TIF-2000 А, TIF-2300;
- переносные регистраторы электрических параметров нагрузок на напряжении 0,4 кВ, представленные прибором "RustrakRanger", модель 1230.

Расчет потребляемой мощности по результатам фактического измерения приборами TIF-2000 А, TIF-2300 производился по формуле:

$$N_{эл} = \sqrt{3} \cdot V_{л} \cdot I_{л} \cdot \cos \varphi \cdot 10^{-3}, \text{кВт}, \quad (4.1)$$

где: $N_{эл}$ – потребляемая электрическая мощность, кВт;

$V_{л}$ – линейное напряжение двигателя, В;

$I_{л}$ – фазный ток двигателя, А;

$\cos\varphi$ – коэффициент мощности.

Основным расчетным выражением при определении потребления электроэнергии оборудованием за рассматриваемый период является зависимость:

$$Wi = Ni \cdot K_{zi} \cdot K_{vi} \cdot Ti, \text{кВт} \cdot \text{ч}, \quad (4.2)$$

где: N_i – номинальная мощность электродвигателя;

K_{zi} , K_{vi} – коэффициенты загрузки и включения i -го вида оборудования;

T_i – фонд рабочего времени оборудования, час.

Значения номинальной мощности электродвигателей приняты по паспортным данным оборудования, коэффициенты загрузки электроприводов и включения приняты на основании результатов, полученных при определении фактических режимов работы оборудования.

Для отдельных видов оборудования коэффициент загрузки определялся расчетным путем.

This content is unavaible

Расчет потерь электроэнергии в трансформаторах приведен в таблице 4.7.
Таблица 4.7-Потери в трансформаторах АВТ-1 за 31 марта 2014г.

This content is unavailable

Как видно из таблицы 4.7, загрузка трансформаторов не превышает 56%, а ТП-2 составляет - 2%. Общая величина потерь в трансформаторах составляла за 31 марта 2014 года 419,3 кВтч или 131,03 тыс. кВтч в год. Необходимо, с учетом развития предприятия, рассмотреть вопрос вывода из эксплуатации трансформатора на ТП-2 с переводом нагрузки 0,4 кВ на КТП-22.

Структура баланса потребления электроэнергии АВТ-1 по составляющим технологического процесса за 31 марта 2014года приведена в таблице 4.8. и на рисунке 4.10.

Таблица 4.8- Суточный баланс потребления электроэнергии АВТ-1 по составляющим технологического процесса за 31 марта 2014 года

This content is unavailable

Результаты расчета баланса реактивной мощности, приведенного на рисунке 4.11, показали, что вопрос рациональной компенсации реактивной энергии для АВТ-1 актуален и должен рассматриваться для каждого ввода ТП самостоятельно. Для вводов 2 ТП, подающих питание на АВТ-1 от ТЭЦ, актуальна компенсация реактивной мощности с позиций сокращения потерь активной мощности от перетоков реактивной энергии, поскольку платежей за реактивную мощность предприятие не производит, и потери здесь являются ущербом от неотпущенной ТЭЦ электроэнергии потребителям и нерационально сожженном топливе. В таблице 4.9 приведены результаты расчета потерь активной мощности от перетоков реактивной электроэнергии, величина экономического ущерба и платы за реактивную энергию. При этом учтено, что на КТП-26 ввод 1 по причине отсутствия автоматического регулирования мощности БК имеет место перекомпенсация реактивной мощности и при неблагоприятном стечении режимов на секции 1 РУ -6кВ ТЭЦ она может генерироваться в сети РайТЭЦ с применением к предприятию штрафного коэффициента равного 3. Также учтено, что для КТП-22 ввод 1, в связи с низким значением коэффициента мощности $\text{tg}\varphi=1,104$ может быть применен штрафной коэффициент $K_{\varphi}=1,199$ за непринятие мер по компенсации реактивной мощности.

Таблица 4.9-Результаты расчета потерь активной мощности от перетоков реактивной электроэнергии

This content is unavailable

This content is unavailable

Рисунок 4.10 - Структура баланса потребления электроэнергии АВТ-1 за 31 марта 2014 года

This content is unavailable

Рисунок 4.11- Баланс реактивной мощности АВТ-1

4.6.2 Исследование режимов потребления электроэнергии насосами АВТ-1

С целью оценки реальных параметров насосного оборудования АВТ-1 и характеристик трубопроводной сети были проведены анализ качественных показателей работы оборудования насосных станций.

В качестве исходных данных для проведения качественного анализа были использованы данные оперативных журналов АВТ-1 об объемах энергопотребления, времени работы оборудования, степени его загрузки.

С целью более точной оценки режимов работы насосных агрегатов выполнены перекрестные расчеты и измерения параметров рабочих режимов.

Расчет полного напора насоса

Расчет полного напора, развиваемого насосом, производится по формуле:

$$H = H_H - H_{II}, \text{ м.вод.ст.}, \quad (4.8)$$

где: H_H - давление после насоса, м в.ст.;

H_{II} - давление на всасе насоса, м в.ст.

В качестве средства регулирования давления в напорном коллекторе, производительности насосов используется регулирование задвижкой и регуляторами расхода и уровня. Потери напора на задвижке и регуляторе $H_{пз}$ определяется из выражения:

$$H_{пз} = H_H - H_K, \text{ м в.ст.}, \quad (4.9)$$

где: H_K - давление в напорном коллекторе (определены по результатам измерений), м в.ст.

Расчет потребления электроэнергии по результатам фактического измерения

В процессе исследования режима потребления электроэнергии были сняты показания тока и напряжения питания приводного двигателя насосного агрегата. Полная активная мощность, потребляемая электроприводом, рассчитывается по формуле (4.10):

$$N_{эл} = \sqrt{3} \cdot V_{л} \cdot I_{л} \cdot \cos \varphi \cdot 10^{-3}, кВт, \quad (4.10)$$

где: $N_{эл}$ – потребляемая электрическая мощность, кВт;
 $V_{л}$ – линейное напряжение двигателя, В;
 $I_{л}$ – фазный ток двигателя, А;
 $\cos \varphi$ – коэффициент мощности.

Расчет потребления электроэнергии по результатам измерения и расчета напоров

С целью оценки сходимости результатов измерения электрических параметров режима работы оборудования и измерения напоров, выполнен расчет мощности, потребляемой электродвигателем насоса по результатам измерения гидравлических параметров насосов. Расчет производится по формуле:

$$N_{эл} = \frac{2,73 \cdot 10^{-3} \cdot \gamma \cdot H \cdot Q}{\eta_H \cdot \eta_{пер} \cdot \eta_{дв}}, кВт, \quad (4.11)$$

где: Q – производительность по характеристике насоса, м³/ч;
 H – полный напор насоса, м;
 η_H – КПД насоса по характеристике насоса;
 $\eta_{пер}$ – КПД передачи (принимается 1);
 $\eta_{дв}$ – КПД двигателя (определяется по паспорту);
 γ – плотность продукта, т/м³.

Расчет потери мощности на задвижке произведен по формуле (4.9) с заменой H на $H_{пз}$.

При проведении экспериментального исследования насосов подачи продукта по АВТ-1 обследованы насосные агрегаты, находящиеся в рабочем режиме.

Величины давлений на всасе, в напорном трубопроводе насосов и в магистральной определены на момент измерений по показаниям штатных манометров и расходомеров или расчетом с учетом геометрических параметров трубопроводов и установки с учетом "Q-H-N-η" – характеристик насосов. Расчетные напоры определены по формуле (4.8). В расчетах учтена плотность продукта для конкретного насоса. Значения мощности насоса приведены к мощности его на воде.

Сравнение результатов измерения и расчета мощности насоса, по потребляемой электроэнергии и значениям расчетного напора насоса показали сходимость результатов с погрешностью не более 2,45%, что подтверждает корректность расчетов.

Анализ результатов расчетов показал, что установленные на АВТ-1 насосные агрегаты имеют большой запас по напору, что в сочетании с принятым на установке методом регулирования их производительности с помощью прикрытия запорной арматуры и регуляторов расхода приводит к нерациональному использованию электроэнергии. Так потеря мощности для насосов Н-18, Н-20 составляет 76%, насосов Н-21 – 63,2%, Н-24 – 65,6%. Потери в контрольный день 31.03.2014г составили 10,52 тыс. кВтч.или в перерасчете на год – 3,3 млн. кВтч.

Решением проблемы может явиться либо внедрение частотного регулирования формирующих нагрузку приводов либо подбор и замену насосов по производительности и напору.

Нормализованный суточный баланс (при условии устранения потерь на задвижках) электроэнергии представлен на рисунке 4.12 и в таблице 4.10.

This content is unavaible

Рисунок4.12 - Нормализованный суточный баланс электроэнергии АВТ-1.

Таблица 4.10 -Суточный нормализованный баланс потребления электроэнергии АВТ-1

This content is unavailable

Выводы и рекомендации по результатам анализа использования энергии:

Выполненное энергообследование электрической части АВТ-1 позволило установить, что система электроснабжения АВТ-1 с позиций энергосбережения функционирует не достаточно эффективно.

Применяемый метод регулирования производительности насосов с использованием запорной арматурой и регуляторов (метод потерь) в напорной линии насосов приводит к нерациональному использованию 3,3 млн. кВтч в год.

Система компенсации реактивной энергии на КТП-26, из-за отсутствия системы автоматического регулирования мощности батарей конденсаторов,

допускает наличие перекомпенсации и генерирование в сети реактивной энергии. На ТП-2 и КТП-22 система компенсации реактивной энергии отсутствует.

Система учета обеспечивает 100% учет потребления электроэнергии АВТ-1, однако не соответствует требованиям ведения эффективного энергоменеджмента. Учет реактивной энергии по питающим фидерам отсутствует.

Загрузка трансформаторов не превышает 56%, а ТП-2 составляет - 2%.

Для реализации системного подхода к энергосбережению в части потребления электрической энергии на АВТ-1 по результатам выполненного энергетического обследования необходимо внедрить:

- автоматизированную систему учета электроэнергии, расширив её дополнительными точками учета, организовать технический учет реактивной энергии по питающим фидерам;
- часть насосов заменить насосами, соответствующими требуемым производительностям и напорам, либо внедрить на них частотно - регулируемые приводы;
- с учетом развития предприятия, рассмотреть вопрос вывода из эксплуатации трансформатора на ТП-2 с переводом нагрузки 0,4 кВ на КТП-22.
- организовать компенсацию реактивной энергии на АВТ-1, с оснащением её системой автоматического регулирования мощности.

5 ОБСЛЕДОВАНИЕ УСТАНОВКИ АВТ – 1 И ЭКСТРАКЦИЯ ТЕХНОЛОГИЧЕСКИХ ДАННЫХ

Во время обследования работы установки АВТ – 1 были определены основные параметры технологических потоков, как при работе с вакуумным блоком, так и при работе без него.

Характеристика основных технологических потоков участвующих в технологии первичной переработки нефти на установке АВТ – 1, приведена в разделе 3.2 данного отчета, который послужит основой для проведения тепловой интеграции процесса.

На основании собранных данных был составлен материальный баланс установки, который послужил основой для теплового баланса установки. Составление теплового баланса установки потребовало проведения измерений конечных и начальных температур технологических потоков. Были также обследованы все теплообменные аппараты и трубопроводы установки, определена величина их открытых участков и их температуры (таблица 5.1.). Данные значения позволили определить структуру тепловых потерь в окружающую среду (рисунок 5.3).

Из теплового баланса установки видно, что суммарное теплосодержание потоков поступающих на установку равно 85.5 МВт. Эта величина не учитывает потоковую энтальпию воздуха, поступающего в КВО. В окружающую среду за счет конвективных потерь и излучения действующих аппаратов установки уходит 8,0 МВт или около 10% всей поступающей энергии. Еще 25 МВт отводится от процесса в конденсаторах воздушного охлаждения. Итого в атмосферу отводится 33 МВт тепловой энергии. Потоковое теплосодержание охлаждающей воды на выходе с установки равно, 11.3 МВт. Следовательно, в окружающую среду в настоящее время выбрасывается 44.3 МВт тепловой энергии из всей энергии, полученной от продуктов поступающих на установку или почти 52%. Кроме этого большая часть энергии около 10,4 МВт или 19% всей мощности, потребляемой установкой, уходит с дымовыми газами.

Итого в окружающую среду выбрасывается 35,7 МВт или 65% энергии, получаемой с продуктами на установке.

В настоящем исследовании работы установки АВТ – 1 нас будет интересовать в основном та часть тепловой энергии, которая производится утилитной системой установки – сжигание топлива в печах, или потребляется от центральной утилитной системы завода – ТЭЦ.

Анализ работы установки за последние годы показывает, что при мощности переработки по сырой нефти около 200 т/ч в ней сжигается в среднем 9.3 т/ч условного топлива. Это означает, что в нем при сгорании топлива выделяется мощность ~ 70 МВт, т.е. в окружающую среду выбрасывается примерно 85% мощности, производимой утилитной системой установки. Для того, чтобы выяснить причины указанных потерь энергии, проанализировать и наметить мероприятия по их устранению, воспользуемся

современными методами интеграции процессов [5]. Данные методы позволяют оптимизировать теплоэнергетические системы промышленных предприятий, и, в частности, системы рекуперации теплоты.

Таблица 5.1-Данные для расчета тепловых потерь на теплообменном оборудовании

This content is unavailable

This content is unavaible

This content is unavaible

This content is unavailable

Рисунок 5.3- Структура тепловых потерь в окружающую среду от оборудования установки АВТ – 1

Ниже приводится характерный тепловой баланс утилитной системы установки АВТ – 1 в режиме работы без вакуумного блока, который необходим для проверки адекватности данных технологических потоков включенных в тепловую интеграцию. Утилитная система установки АВТ – 1 состоит из двух трубчатых печей, схематически показанных на рисунках 5.6 и 5.7.

Таблица 5.2-Определение полезной нагрузки первой печи

This content is unavailable

Таблица 5.3-Определение полезной нагрузки второй печи

This content is unavailable

Следовательно, общая полезная нагрузка печей, т.е. тепловая энергия, которая в печи потребляется нагреваемыми потоками, равна 50 МВт.

Таблица 5.4-Расход тепловой энергии, полученной от утилитной системы

This content is unavailable

This content is unavailable

Рисунок 5.4- К определению материального баланса ректификационных колонн установки переработки сырой нефти АВТ – 1 в режиме работы с вакуумным блоком

This content is unavailable

Рисунок 5.5- К определению материального баланса ректификационных колонн установки переработки сырой нефти АВТ – 1 в режиме работы без вакуумного блока

This content is unavailable

Рисунок 5.6- Технологические потоки, нагреваемые в первой

This content is unavailable

Рисунок 5.7- Технологические потоки, нагреваемые во второй

6 ОПРЕДЕЛЕНИЕ ЭНЕРГОСБЕРЕГАЮЩЕГО ПОТЕНЦИАЛА ПРОЦЕССА ПЕРВИЧНОЙ ПЕРЕРАБОТКИ НЕФТИ НА УСТАНОВКЕ ЭЛОУ-АВТ «АТЫРАУСКИЙ НЕФТЕПЕРЕРАБАТЫВАЮЩИЙ ЗАВОД»

Используя технологические схемы процесса первичной переработки нефти (рисунок 6.1, рисунок 6.2) можно отдельно изобразить структуру блока теплообменных аппаратов, в которых сырая нефть подогревается перед её подачей в первую атмосферные колонны К-1 и К-1а. Данный блок является основой системы рекуперации теплоты на установке АВТ-1.

This content is unavailable

Рисунок 6.1 - Технологическая схема блока подогрева сырой нефти перед поступлением в атмосферную колонну для режима работы с вакуумной колонной

This content is unavaible

Рисунок 6. 2- Технологическая схема блока подогрева сырой нефти перед поступлением в атмосферную колонну для режима работы без вакуумной колонны

Топология блока подогрева сырой нефти является типичной для систем рекуперативных теплообменников, спроектированных в 60-е годы прошлого столетия. Подогрев нефти в данном блоке осуществляется в двух параллельных потоках, проходящих через противоточные теплообменные аппараты (рисунок 6.1, рисунок 6.2).

Особенностью данного блока является ещё два параллельных потока обессоленной нефти, в которых нефть подогревается в трубчатых печах и, затем, смешиваясь с одним из потоков из теплообменников, подается в колонны.

Такое представление теплообменных связей между технологическими потоками достаточно компактно, но неудобно для работы. Поэтому при интеграции потоков обычно используют сеточные диаграммы [187], на которые можно нанести все необходимые технологические данные. Технологические данные потоков нефти и других продуктов, которые применяются в технологии процесса перегонки, были собраны при исследовании работы установки и представлены в таблице 6.1. Технологические потоки, включенные в таблицу, будут использованы при тепловой интеграции процесса. Сеточная диаграмма существующей в настоящее время системы теплообмена представлена на рисунке 6.3. По измеренным температурам технологических потоков и значениям их потоковых теплоёмкостей CP (таблица 6.1) мы определяем нагрузки каждого из рекуперативных теплообменников, например, по горячему потоку определяем нагрузку на теплообменник $T14$: $Q_{14} = CP_n(229^{\circ}\text{C} - 175^{\circ}\text{C}) = 53,33 \cdot 54 = 2,88 \text{ МВт}$. Определяя и суммируя тепловые нагрузки всех рекуперативных теплообменников с учётом теплоты конденсации на потоке № 8, получаем, что в существующей теплообменной схеме установки АВТ-1 рекуперируется в настоящее время мощность равная $\sim 29 \text{ МВт}$.

This content is unavailable

Рисунок 6.3- Сеточная диаграмма существующей в настоящее время теплообменной системы установки АВТ – 1

Используя технологические данные из таблицы 6.1, построим на энтальпийно-температурной диаграмме горячую и холодную составные кривые выбранной системы технологических потоков, и далее разместим их таким образом, чтобы интервал перекрытия между ними составил величину в 29 МВт (рисунок 6.4).

Таблица 6.1-Потоковые данные технологических потоков, включенных в интеграцию для режима работы АВТ – 1 с вакуумным блоком в зимнее время

This content is unavailable

This content is unavailable

Данную процедуру можно выполнить, оценивая полезную нагрузку печей. Используем для этого данные режимных листов установки АВТ-1. В трубчатых печах нагревается нефть, отбензиненная нефть вместе с «горячей струей», мазут и пар. Изменение потоковых энтальпий у данных потоков, или тепловая нагрузка в печи для них, показаны в таблице 6.2, 6.3 (данные взяты из таблицы 5.3, 5.4).

Таблица 6.2-Полезная нагрузка первой печи

This content is unavailable

Таблица 6.3-Полезная нагрузка второй печи

This content is unavailable

Оба этих способа построения составных кривых для существующей теплообменной системы процесса дают хорошее согласие (рисунок 6.4).

This content is unavailable

1 – составная кривая горячих потоков; 2 – составная кривая холодных потоков; Q_{hmin} , Q_{cmin} , Q_{rec} – потребляемая мощность горячих утилит, холодных утилит и мощность рекуперации. $Q_{hmin} = 49.803$ МВт, $Q_{cmin} = 28.097$ МВт, $Q_{rec} \approx 29$ МВт

Рисунок 6.4- Составные кривые процесса первичной переработки нефти на установке АВТ
– 1 для существующей в настоящее время теплообменной системы

Составные кривые содержат большой объем информации о системе технологических потоков, утилитной системе и эффективности использования тепловой энергии в процессе.

Проекция горячей составной кривой на энтальпийную ось (абсцисс) показывает значения тепловой мощности, которую возможно отвести от системы горячих потоков и использовать для подогрева холодных технологических потоков. Эта величина составляет значение 59,09 МВт. Аналогично, проекция холодной составной кривой на энтальпийную ось показывает значение мощности, которое необходимо подвести к холодным потокам для выполнения процесса первичной переработки нефти на установке АВТ-1.

Для проведения процесса необходима мощность $\sim 79,8$ МВт, но это значит, что вся эта мощность должна быть получена от утилитной системы установки, в данном случае – системы трубчатых печей. Часть энергии может быть рекуперирована с помощью системы теплообмена между холодными и горячими потоками. Величину мощности и показывает перекрытие кривых (рисунок 6.4). Это значение на диаграмме кривых равно ~ 30 МВт. Наименьшее расстояние между кривыми по оси ординат – температурной оси показывается областью пинча выбранной системы технологических потоков. В нашем случае на действующей установке пинч показывается на температурах: $T_{гор} = 210^{\circ}\text{C}$ и $T_{хол} = 50^{\circ}\text{C}$. Разность температур в области пинча равна $\Delta T_{min} = 160^{\circ}\text{C}$. Эта разность была бы минимальной между теплоносителями в теплообменном оборудовании, если бы выполнялись условия вертикального теплообмена [5], но в настоящее время в теплообменной системе установки значительная часть тепловой энергии передается между теплоносителями в условиях перекрестного теплообмена, который отчетливо виден при изображении теплообменных связей между горячими и холодными технологическими потоками на графике составных кривых (рисунок 6.5), поэтому на теплообменных аппаратах наблюдаются разности температур между теплоносителями меньше, чем ΔT_{min} (таблица 6.4). Здесь виден также и перенос тепловой энергии через пинч. Более подробно исследовать перенос энергии через пинч позволяет сеточная диаграмма существующей теплообменной сети установки, на которой будут отложены пинч-температуры (рисунок 6.6). Перекрестный теплообмен, наблюдаемый в существующей теплообменной сети установки АВТ – 1, приводит к значительному завышению площади поверхности теплообмена в теплообменных сетях [5].

This content is unavaible

This content is unavaible

Область пинча делит объединенную систему технологических потоков и утилит на две энергетически независимых подсистемы. Действительно, выше пинча соблюдается энергетический баланс между потоками, принадлежащими холодной кривой и потоками из горячей кривой плюс горячие утилиты (рисунок 6.4). Ниже пинча соблюдается энергетический баланс между потоками из горячей кривой и потоками холодной составной кривой плюс холодные утилиты (рисунок 6.4). Это дает основное правило проектирования энергоэффективных теплообменных систем промышленных процессов. Запрет переноса тепловой энергии через пинч [299]. Системы теплообмена между горячими потоками и холодными, плюс утилиты ниже пинча и выше пинча проектируются отдельно и затем сшиваются на пинче. Если же в системе технологических потоков существует перенос через пинч, то это означает, что тепловая энергия опосредовано, с помощью несовершенной теплообменной системы переносится от горячих утилит к холодным [300].

С помощью выполненных измерений, паспортных данных теплообменных аппаратов и разработанных оригинальных математических моделей определяем коэффициенты теплопередачи в теплообменных аппаратах (таблица 6.5)., существующей на установке системы рекуперации тепловой энергии (рисунок 6.6).

This content is unavaible

Таблица 6.5-К определению коэффициентов теплопередачи между теплоносителями в теплообменниках существующей системы теплообмена

This content is unavailable

Малые значения коэффициентов теплопередачи определяются как большой вязкостью теплоносителей и тем, что в настоящее время установка АВТ-1 работает на половину мощности. Но даже для полученных коэффициентов теплопередачи площадь поверхности теплообмена в настоящее время сильно превышает необходимую (рисунок 6.7).

Мы видим, что существующая площадь поверхности теплообмена превышает необходимую более, чем в два раза.

Перекрестный теплообмен между холодными и горячими технологическими потоками приводит не только к завышенному значению площади используемой поверхности теплообмена, но и к переносу тепловой энергии через пинч.

Если мы произведем температурное деление на пинче для существующей системы теплообмена, то увидим, что данная система теплообменников передает значительное количество потребляемой мощности от горячих утилит к холодным (рисунок 6.6). Передача теплоты через пинч происходит на теплообменниках: T_3 , T_4 , T_5 , T_6 , T_7 , T_9 , T_{14} , T_{18} , T_{19} , T_{20} , T_{24} , T_{28} , T_{31} , T_{32} , T_{33} , T_{34} и, кроме того, на потоке 15 ниже пинча используется высокопотенциальная горячая утилита (печь), что недопустимо для энергоэффективных систем теплообмена.

This content is unavailable

Рисунок 6.7- Целевая кривая соответствия площади поверхности теплообмена потребляемой мощности процессом первичной переработки нефти на установке АВТ-1

Большое значение минимальной разности температур $\Delta T_{\min} = 160 \text{ }^{\circ}\text{C}$ (рисунок 6.4) большой перенос энергии через пинч и значительный перекрестный теплообмен (рисунок 6.6) говорит о наличии значительного энергосберегающего потенциала в существующем в настоящее время аппаратурном оформлении процесса на АВТ – 1.

От утилитной системы процесс сейчас потребляет $\sim 50 \text{ МВт}$ мощности (рисунок 6.4). Но реально потребление тепловой энергии самим процессом первичной переработки несколько меньше, поскольку часть энергии теряется на оборудовании установки, и эта часть составляет величину порядка 8 МВт . Если к полезной мощности печей добавить мощность, уносимую с отходящими газами $\sim 20.4 \text{ МВт}$, то получим оценку мощности, которая выделяется при сгорании топлива в печи $\sim 70.4 \text{ МВт}$.

С помощью целевой кривой соответствия (рисунок 6.7) можно выбрать оптимальный путь реконструкции теплообменной системы. Поскольку система имеет избыток теплообменной поверхности можно пойти по пути выбрасывания поверхности (путь *a* на рисунке 6.8) оставляя существующее потребление энергии. Можно, используя более эффективно уже существующую поверхность, уменьшать энергопотребление, двигаясь по пути *b*, но обычно при реконструкции производят инвестиции в теплообменную поверхность, и

реконструкция двигается по пути *c*. Такой путь должен лежать в области, ограниченной целевой кривой и кривой реконструкции на которой эффективность использования поверхности теплообмена не меньше, чем существующая в настоящее время (см. рисунок 6.8).

Применяя аппарат составных кривых мы можем достаточно точно оценить необходимую площадь поверхности теплообмена для проектируемого или реконструируемого процесса. Для этого мы по выполненным измерениям оценили коэффициенты теплоотдачи для каждого технологического процесса (таблица 6.1).

This content is unavailable

Рисунок 6.8- Выбор оптимального пути реконструкции системы теплообмена установки АВТ – 1

Далее используя цены на теплообменное оборудование, полученные от его производителей, можно еще до выполнения проекта реконструкции оценить необходимые капиталовложения и срок их окупаемости. Для кожухотрубчатых теплообменников, изготавливаемых Павлоградхиммашем, стоимость 1 м² поверхности теплообмена можно оценить величиной 20 дол. США, а для аналогичных Российских аппаратов величиной 60 дол. США. Многолетний опыт установки теплообменного оборудования кампанией АО «Содружество – Т» говорит о том, что стоимость установленного оборудования, как правило, в

два раза превышает его рыночную стоимость, т.е. можно принять для оценки стоимости установленного оборудования величину в 110 – 120 дол. США за 1 м² площади поверхности теплообмена, и следовательно капитальную стоимость одного теплообменного аппарата можно определить выражением [5]:

$$\text{Капит.стоим.} = A_T + B_T (S)^c, \quad (6.1)$$

где $A_T = 5000$ дол. США – стоимость установки одного теплообменного аппарата, B_T – коэффициент эквивалентный стоимости 1 м² площади поверхности теплообмена, S – площадь поверхности теплообмена теплообменного аппарата, c – коэффициент, отражающий нелинейную зависимость стоимости теплообменника от величины его поверхности теплообмена. Для кожухотрубчатых теплообменников, как правило, $c = 0.87$.

Стоимость энергии оценим по рыночной стоимости мазута – 112 дол. США за 1 тонну, что соответствует величине 87 дол. США за 1 кВт год.

This content is unavailable

а – зависимость срока окупаемости проекта реконструкции от инвестиций в реконструкцию; б – кривая экономической эффективности; в – зависимость получаемой прибыли от $\Delta T_{\min}$

Рисунок 6.9- Определение оптимального значения $\Delta T_{\min}$ по выбранному критерию реконструкции системы теплообмена

Данные значения с помощью составных кривых позволяют построить диаграммы для определения величин $\Delta T_{\min}$, величину инвестиций в

дополнительную к существующей площади поверхности теплообмена и срок окупаемости предлагаемого проекта (рисунок 6.9).

This content is unavailable

$Q_{Hmin} = 21.7$ МВт – мощность горячих утилит, которую необходимо подвести к процессу для его проведения после выполнения реконструкции системы теплообмена установки; $Q_{REC} = 58.1$ МВт – мощность рекуперирования тепловой энергии в системе теплообмена после реконструкции

Рисунок 6.10- Составные кривые процесса первичной переработки нефти на АВТ – 1, построенные для $\Delta T_{min} = 20$ °С

Следовательно, дополнительно при выполнении проекта реконструкции теплообменной системы необходимо будет установить 20234 м² площади поверхности теплообмена.

Итак мы определили энергосберегающий потенциал установки АВТ – 1, доступный методу пинч-проектирования, и, он равен 28.3 МВт.

При этом также исключается 28.3 МВт холодных теплоносителей.

Заметим, что данные оценки сделаны по режимным листам, соответствующим режимам работы в зимнее время.

Также следует заметить, что если закрыть теплоизоляцией открытые нагретые поверхности оборудования, то можно уменьшить мощность конвективных и излучательных потерь в окружающую среду, по крайней мере, на 6 МВт. Следовательно оценка общего энергосберегающего потенциала установки АВТ – 1, дает величину ~ 34.3 МВт.

Аналогичное определение энергосберегающего потенциала можно выполнить и для режима работы установки без вакуумного блока, а также в летнее время. Значения не будут сильно отличаться от уже полученных нами величин и будут приведены при выполнении проектов технологических схем теплообменной системы установки для работы в указанных режимах.

This content is unavailable

1; 2 – Соответствие в настоящее время; 3 – локализация предлагаемого проекта

Рисунок 6.11- Целевая кривая соответствия площади поверхности теплообмена потребляемой мощности процессом первичной переработки нефти на установке АВТ-1

С помощью составных кривых (рисунок 6.10) можно оценить необходимую площадь поверхности теплообмена [5], которая, как уже отмечалось, равна 30872 м^2 , что при мощности потребления энергии процессом первичной переработки нефти в случае новой теплообменной системы $Q_{\text{Hmin}} = 21.7 \text{ МВт}$, обеспечивающей расположение составных кривых, показанных на рисунке 6.10. И тогда проект новой теплообменной системы установки будет локализовываться в точке 3 на диаграмме целевой кривой реконструкции (рисунок 6.10).

Итак, еще до выполнения проекта реконструкции теплообменной системы установки АВТ – 1 мы определили целевое значение мощности потребляемых утилит и целевое значение необходимой площади поверхности теплообмена, что и позволило нам оценить необходимую величину капвложений и срок окупаемости проекта, приведенные на рисунке 6.10. Далее, после построения сеточной диаграммы предлагаемого проекта реконструкции мы рассчитаем эти значения более детально.

7 ОПРЕДЕЛЕНИЕ КРИТЕРИЕВ ЭФФЕКТИВНОСТИ ХИМИКО-ТЕХНОЛОГИЧЕСКИХ СИСТЕМ С НЕПРЕРЫВНЫМ ЦИКЛОМ ПРОИЗВОДСТВА И ИССЛЕДОВАНИЕ ТЕРМОДИНАМИЧЕСКОЙ СТРУКТУРЫ

7.1 Основные экономические показатели эффективности при предварительном проектировании химико-технологических систем

Экономические показатели эффективности при предварительном проектировании химико-технологических систем (ХТС) используются для трех основных целей [1-7]:

а) Сравнительная оценка проектных вариантов. Чтобы оценить варианты проектов ХТС, необходимо определить их стоимости. Например, нужно ли создавать рецикл непрореагировавшего вещества, или это вещество необходимо удалить из ХТС.

б) Предварительная оптимизация ХТС. Важнейшие технологические показатели ХТС, такие как степень превращения в реакторе, селективность, выход продукта, могут оказывать решающее влияние на эффективность проекта. Часто возникает необходимость предварительной оптимизации значений этих важнейших показателей.

в) Общая рентабельность ХТС. Экономические показатели проекта ХТС необходимо оценивать на различных стадиях проектирования с тем, чтобы представлять себе, является ли проект жизнеспособным и следует ли внести в него существенные изменения.

Для функционирования производства необходимы затраты (расходы) двух видов – постоянные и переменные. Рассмотрим, что представляют собой эти два вида затрат [2-4].

Постоянные затраты (расходы): амортизационные отчисления, расходы на техническое обслуживание (РТО), налоги, оплата труда, страхование и т.д.

Расходы на техническое обслуживание (другой термин – расходы на содержание и эксплуатацию оборудования - РСЭО) могут включать в себя постоянную и переменную части. Постоянную часть РТО составляют обычные затраты такие, как, например, регулярное обслуживание предохранительных клапанов, которое проводится независимо от объема выпускаемой продукции. Наряду с этим может существовать часть РТО, которая будет являться переменными расходами. Это объясняется тем, что для некоторых единиц оборудования затраты на техническое обслуживание возрастают по мере возрастания объема производства[4,5].

Переменные затраты (расходы): сырье и материалы, энергоисточники и энергопотребители, переменная часть РТО, авторский гонорар или оплата лицензий (роялти), оплата труда (сдельная), транспортировка, упаковка продукции, контроль качества продукции и т. д.

Расходы на оплату авторского гонорара представляют собой затраты на покупку технологий других компаний и т. п. (они также могут быть отнесены как к переменным, так и к постоянным расходам).

Авторские гонорары будут переменными расходами, если они выплачиваются по мере изменения объема производства. С другой стороны, авторские гонорары могут быть единовременными затратами в начале проекта. В этом случае эти единовременные затраты становятся частью капитальных затрат. В качестве таковых авторские гонорары включаются в ежегодные амортизационные расходы и таким образом становятся частью постоянных затрат.

Простые экономические критерии. К простым экономическим критериям эффективности (КЭ) ХТС относятся:

а) общие годовые расходы (ОГР): $\text{ОГР} = \text{постоянные затраты} + \text{переменные затраты} + \text{налоги}$;

б) чистая прибыль, или экономический потенциал (ЭП): $\text{ЭП} = \text{стоимость продуктов} - \text{ОГР}$.

При синтезе технологической схемы ХТС эти критерии используются на различных стадиях синтеза, когда картина еще не совсем полная. Следовательно, обычно не представляется возможным учесть все постоянные и переменные затраты, перечисленные выше. Кроме того, очень мало смысла в том, чтобы считать налоги до того, как будет создано представление об эксплуатационных затратах и денежных потоках для ХТС. В России статья «налоги» вообще не входит в затраты.

Данные выше определения экономического потенциала ХТС и общих годовых затрат можно упростить, если принять, что они будут использованы для сравнения относительных преимуществ различных вариантов структур технологической схемы ХТС и различных наборов эксплуатационных параметров. Таким образом, параметры, которые будут общими для различных вариантов ХТС, не учитываются.

Эксплуатационные затраты ХТС. Рассмотрим наиболее существенные затраты, требуемые для сравнения эффективности вариантов ХТС.

Эксплуатационные затраты ХТС включают затраты на сырьё, стоимость энергоресурсов, затраты на оплату труда, затраты на техническое обслуживание.

Таким образом, эксплуатационные затраты – это такие затраты, которые необходимы для того, чтобы построенное производство смогло начать производить продукцию.

Для большинства ХТС наибольшую долю затрат составляют затраты на сырьё [2-5]. На экономические показатели эффективности ХТС наибольшее влияние оказывают, как правило, стоимость сырья и цена продуктов. Стоимость сырья, а также основных и вспомогательных продуктов зависит от того, покупаются они или продаются по контрактным ценам (внутри или вне компании) или на рынке. Цены на рынке могут значительно колебаться со временем. Цена по контракту обычно ниже.

Стоимости сырья и продуктов можно найти в торговых журналах, таких как Chemical Marketing Reporter (Schnell Publishing Company) и European Chemical News (Reed Business Publishing Group). Эту публикуемую информацию можно использовать для того, чтобы предположить, по какой цене новый продукт будет продаваться или по какой цене можно приобрести данный вид сырья [8-17].

Затраты на энергоресурсы ХТС обычно являются наиболее значимыми переменными в величине эксплуатационных затрат ХТС после расходов на сырье.

В условиях рыночной экономики стоимость энергоресурсов становится все более важной составляющей в переменных эксплуатационных затратах. Энергосберегающие технологии дают возможность экономить большие денежные средства и снижать срок окупаемости проекта ХТС.

Стоимость энергоносителей. Внешние энергоресурсы ХТС: топливо, электричество, пар, охлаждающая вода, хладоноситель, сжатый воздух, инертный газ. Стоимость внешних энергоресурсов ХТС колеблется в значительных пределах. Это особенно характерно для топлива. Кратко рассмотрим экономические характеристики различных видов внешних энергоресурсов.

Топливо. Цена топлива является функцией вида топлива, требуемого объема, контрактных условий и рыночных тенденций.

Цены топлива для ХТС сильно различаются не только в зависимости от вида топлива (уголь, нефть, природный газ), но и в зависимости от рыночных тенденций. Поставки топлива на контрактной основе оказывают значительный эффект на снижение стоимости топлива. Кроме того, на цену топлива очень сильное влияние может оказать объем закупок.

Электроэнергия. Обычно цена электричества более стабильна, чем цена топлива. В случае закупок электроэнергии у централизованного поставщика - электростанции – её цена оказывается более стабильной, чем цена на топливо, так как электростанции обычно стремятся заключать долгосрочные контракты на поставку энергии.

Предприятие может и потреблять, и генерировать электроэнергию. Цена на продаваемую электроэнергию не равна цене покупаемой электроэнергии. Цены на электроэнергию, потребляемую в «часы пик» и в другие часы, различны. Так, в развитых странах тарифы на электроэнергию разнятся в зависимости от времени потребления в десятки раз. Предприятия, потребляющие большое количество электроэнергии, работают в часы, которые оплачиваются по минимальным тарифам – ночью.

Пар. На химических предприятиях используют пар различного давления пар высокого давления (ВД) – 40 бар, пар среднего давления (СД) – 10 бар, пар низкого давления (НД) – 3 бара.

Стоимость пара в ХТС колеблется в зависимости от цены топлива. Если в ХТС вырабатывается пар только низкого давления и он не используется для

генерирования энергии в паровых турбинах, то его стоимость можно оценить, исходя из местных цен на топливо, предполагая, что КПД котла около 75% (но может быть значительно выше), а потери при распределении пара составляют еще 10%. Таким образом, общая эффективность будет составлять величину порядка 65%.

Если используются магистрали высокого давления, то стоимость пара в ХТС нужно соотносить с его способностью генерировать энергию в паровых турбинах вместо простой дополнительной способности нагревать. В паровом котле вырабатывается пар высокого давления, а пар низкого давления получается при прохождении пара высокого давления через паровую турбину. Один из простых способов оценки стоимости пара – это расчет стоимости топлива, необходимого для генерирования пара высокого давления (включая все потери), и эта стоимость топлива будет стоимостью пара высокого давления. Стоимость пара низкого давления будет равна стоимости пара высокого давления за вычетом стоимости энергии, генерируемой при пропускании пара высокого давления через турбину.

Отметим, что на практике для химических компаний нет более сложных и противоречивых показателей, чем оценка стоимости пара различного давления [8-10].

На рисунке. 7.1 показано, как генерируется пар высокого давления и подается в магистраль высокого давления. В магистрали среднего и низкого давления подается пар, прошедший через паровые турбины для генерирования энергии. Показаны 3 паровые магистрали со значениями давлений в них, типичными для заводских магистралей, однако число паропроводов и давления в них могут быть различными для разных заводов.

This content is unavailable

Рисунок 7.1 – Технологическая схема типовой паровой системы
(системы генерирования пара химического предприятия)

Существует также возможность использования конденсационной турбины, которая применяется в случае, когда хотят генерировать энергию, но не требуется мятый пар из турбин обратного давления [5].

Станции сброса давления устанавливаются для того, чтобы контролировать давления в магистралях. Поскольку сброс высокого давления до низкого создает значительный перегрев пара, то используют прямое впрыскивание воды, подаваемой в котлы для снижения перегрева.

Подаваемая в систему природная вода обычно фильтруется для удаления взвесей и подвергается ионообменной очистке для удаления растворенных солей. Затем вода обрабатывается паром в деаэраторе для удаления растворенных газов и обработки химическими веществами, и только после этого она подается в кипятильники. Химическая обработка воды обычно включает в себя удаление кислорода, вызывающего коррозию котлов, добавление фосфатов для осаждения Ca, Mg и т. д. и полимерных диспергирующих веществ для поддержания осадка во взвешенном состоянии. Но вода, подаваемая в котлы, все еще содержит растворенные твердые вещества, не удаленные при очистке. Эти твердые вещества накапливаются в котлах; удаляют их путем промывки котлов.

Из вышесказанного следует, что стоимость водоочистки и водоподготовки очень высока, что делает понятной важность организации рецикла по конденсату (рисунок 7.2) [4,5,8].

При возврате конденсата снижаются затраты на очистку и подготовку воды, так как уменьшается ее потребление со стороны, а также снижается энергопотребление, поскольку температура возвратного конденсата достаточно высока.

This content is unavailable

Рисунок 7.2 – Технологическая схема генерации пара и рециркуляции конденсата химического предприятия

Охлаждающая вода. Стоимость охлаждающей воды, как правило, относительно низка по сравнению со стоимостью топлива и электричества. Она составляет несколько процентов от стоимости электроэнергии (в развитых странах стоимость воды постоянно растет) [9-17].

Загрязнение воды, используемой в качестве энергоносителя, приводит к значительному удорожанию её очистки и использования.

Хладоносители. Стоимость энергии, необходимой для функционирования охлаждающей системы, можно приблизительно оценить как коэффициент пропорциональный энергии, требуемой для идеальной термодинамической системы. Таким образом, для идеальной охлаждающей системы справедливы уравнения:

$$\frac{W_{ид}}{Q_c} = \frac{T_{гор} - T_{хол}}{T_{хол}}, \quad (7.1)$$

$$\frac{W_{ид}}{W} = 0.6, \quad (7.2)$$

$$W = \frac{Q_c}{0.6} \left(\frac{T_{гор} - T_{хол}}{T_{хол}} \right), \quad (7.3)$$

где $W_{ид}$ – идеальная работа, требуемая для цикла охлаждения;

Q_c – нагрузка охлаждения;

$T_{хол}$ – температура, при которой тепло забирается в цикл (К);

$T_{гор}$ – температура, при которой тепло выводится из цикла охлаждения (К).

Соотношение идеальной и реальной работы часто равно 0.6. Таким образом, получается уравнение (7.3), где W – фактическая работа, требуемая для цикла охлаждения.

Затраты на оплату труда. Затраты на оплату труда очень трудно оценить. Они зависят от того, является ли ХТС непрерывной или периодической, от уровня автоматизации, числа стадий ХТС, объема производства. При синтезе ХТС обычно необходимо оценить только варианты проекта, которые имеют одинаковую природу химико-технологических процессов (ХТП) (например, непрерывные), одинаковый уровень автоматизации, одинаковое количество стадий и одинаковый объем производства. В этом случае затраты на оплату труда будут одинаковыми для всех вариантов и, следовательно, не влияют на результаты сравнения [10].

Однако, если нужно сравнивать альтернативы, очень сильно различающиеся по природе, например, непрерывные и периодические ХТП, то нужно сделать некоторый допуск на разницу в затратах на оплату труда.

Затраты на техническое обслуживание. Затраты (расходы) на техническое обслуживание (РТО) ХТС зависят от уровня загрязнения потоков,

фазового состояния потоков, коррозионной активности потоков, значения температур и давления и т. Д. [10-15].

РТО зависят также от того, являются ли перерабатываемые (технологические) потоки жидкофазными, газообразными или твердофазными. Загрязненные и очень высококоррозионные потоки увеличивают РТО. В среднем РТО составляют около 6% капиталовложений.

Капитальные затраты. Капитальные затраты ХТС учитывают капитальные вложения в производственные фонды, техническое обслуживание и вспомогательное хозяйство, природоохранные мероприятия, оплату строительства, оборотный капитал.

Капитальные вложения (инвестиции) в основные производственные фонды. Основные производственные фонды включают в себя оборудование ХТС, здания и сооружения для установленного оборудования, но не включают такие объекты, как, например, котельную, систему контроля за загрязнением, инфраструктуру объекта и т. д.

Эти инвестиции можно оценить, применяя нормативы в сочетании со стоимостью единиц оборудования ХТС, которые учитываются с помощью коэффициентов монтажа.

Коэффициент монтажа оборудования ХТС f_1 учитывает стоимость монтажа установки, изоляции, трубопроводов, фундамента, крепления конструкций, наличие элементов пожарной безопасности, подключение электроэнергии, покраску, непредвиденные расходы.

Как видно из таблицы 7.1, разные единицы оборудования имеют разные значения коэффициентов монтажа (приведены коэффициенты монтажа по нормативным данным, используемым в Великобритании).

Очевидно, что для монтажа ректификационной колонны требуется; больше расходов на подвод трубопроводов, крепление конструкций, установку фундамента и т. д., чем для монтажа печи.

Информацию о стоимости оборудования можно найти у продавцов и из литературных источников [1-17].

Таблица 7.1 – Типичные значения коэффициентов монтажа оборудования ХТС

This content is unavailable

К сожалению, данные, которые нужно использовать, часто слишком старые, иногда из различных источников. Такие данные можно адаптировать к настоящему времени путем использования стоимостных индексов:

$$\frac{I_1}{I_2} = \frac{Index 1}{Index 2}, \quad (7.4)$$

где I_1 – капитальные вложения в году 1;

I_2 – капитальные вложения в году 2;

$Index 1$ – стоимостной индекс в году 1;

$Index 2$ – стоимостной индекс в году 2.

Нужно подчеркнуть, что оценки капитальных затрат с использованием коэффициентов монтажа в лучшем случае грубые, а в худшем – сильно дезориентирующие. Работая над такой оценкой, проектировщик тратит большую часть времени на оценку стоимости оборудования, что составляет обычно от 20 до 40% общей стоимости установленного оборудования. В лучшем случае оценка такого типа может быть сделана с точностью $\approx 30\%$.

Обслуживающее хозяйство. В дополнение к основным фондам производственного назначения, требуются фонды обслуживающего назначения. Они включают в себя сооружения, оборудование и службы, которые не являются частью ХТС. Эта широкая категория включает в себя два основных элемента, а именно: энергетическое хозяйство и вспомогательное оборудование, здания, сооружения.

Капитальные затраты на энергоносители. В данном случае речь идет о капитальных затратах на энергетическое хозяйство предприятия, которые включают в себя затраты на производство электричества, распределение электричества, производство пара, распределение пара, технологическую воду, охлаждающую воду, водоподготовку и водоочистку, хладоносители, сжатый воздух, инертный газ.

Затраты на вспомогательное оборудование, здания и сооружения. Помимо основных фондов, с помощью которых производится продукция, предприятия располагают вспомогательным оборудованием, зданиями и сооружениями. Среди них вспомогательные помещения (конторы, медпункт, гардероб, склады, мастерские, здания для охраны и др.); автомобильные и железные дороги, подъездные пути; системы пожарной безопасности; хранилища отходов; коммуникационные системы; емкости для хранения конечного продукта, воды, топлива; вспомогательные транспортные средства.

Затраты на обслуживающее и подсобное хозяйство ХТС составляют примерно 20-40% общей стоимости сооружения ХТС.

Иными словами, проект небольшой ХТС потребует обычно 20% от общей стоимости сооружения ХТС на внешнее обслуживание. Для проекта большой ХТС эта цифра возрастает до 40%.

Затраты на захоронение и утилизацию отходов и выбросов. В зависимости от вида выбросов и отходов, сопутствующих производству целевого продукта ХТС, затраты на их захоронение и утилизацию могут быть различными. Так, в случае дымовых или аэрозольных выбросов требуется

дополнительно ввести в технологическую схему ХТС стадии выделения твердых или жидких компонентов.

Понятие оборотного капитала. Оборотный капитал – это те затраты, которые необходимо осуществить, чтобы производство стало выпускать продукцию, то есть это те деньги, которые нужно инвестировать прежде, чем можно будет продавать продукт. Теоретически, в противоположность основному капиталу ХТС, эти деньги не теряются и могут быть возвращены, когда производство остановится.

Основными элементами оборотного капитала являются: сырье для производства; товарно-материальные запасы (ТМЗ); затраты на транспортировку и погрузочно-разгрузочные работы; дебиторская задолженность (кредит предприятия покупателям) минус кредиторская задолженность (кредит продавцов предприятию); денежные средства.

На более ранних стадиях проектирования ХТС для оценки ее эффективности принимают величину оборотного капитала, равную либо 30% годовой выручки от реализации, либо 15% основного капитала [5-10].

Приведенные капитальные затраты. Стоимость капитала зависит от его источника. Источниками инвестиций для предприятий обычно служат:

- а) кредиты банков;
- б) выпуск предприятием акций или облигаций (обеспеченных и необеспеченных);
- в) нетто (чистый) денежный поток из прибыли.

Источник капитала на ранних стадиях проекта ХТС часто неизвестен, но все равно нужно выбирать варианты ХТС производства и проводить предварительную оптимизацию ХТС на базе как капитальных, так и эксплуатационных затрат. Это трудно сделать до тех пор, пока капитальные и эксплуатационные затраты не приведены к одному базису. Капитальные затраты можно привести к годовому базису, если предположить, что капитал взят в долг на фиксированный срок (обычно от 5 до 10 лет) под фиксированную процентную ставку[15].

Для того чтобы получить выражение, определяющее приведенную стоимость капитальных затрат на строительство ХТС, введём следующие параметры: i – годовая процентная ставка; n – число лет; P – оценочная стоимость капитала сегодня; F – будущая оценочная стоимость капитала, например, $F(k)$ – оценочная стоимость капитала после k лет.

После первого года величина будущей стоимости капитала, который сегодня стоит P , станет равной

$$F(1) = P + P_i = P(1+i). \quad (7.5)$$

После второго года:

$$F(2) = P(1+i) + P(1+i)i = P(1+i)^2. \quad (7.6)$$

После третьего года:

$$F(3) = P(1+i)^2 + P(1+i)^2 i = P(1+i)^3. \quad (7.7)$$

После первого года величина оценочной стоимости капитала P увеличивается на величину P_i , после второго года величина оценочной стоимости капитала второго года $P(1+i)i$ и т.д.

Таким образом, после n -го года эксплуатации ХТС мы можем записать:

$$F(n) = P(i+1)^n. \quad (7.8)$$

Представим капитальную стоимость ХТС в виде суммы ряда, n -й член которого равен стоимости в конце фиксированного диапазона выплаты, произведенной в n -м году. Будем считать, что ежегодные выплаты по займу равны между собой. В этом случае, если величина выплаты по займу в конце 1го года равна A , то её стоимость через $(n-1)$ год будет равна:

$$F = A(1+i)^{n-1}. \quad (7.9)$$

Соответственно оценочная стоимость выплаты, сделанной в конце второго года после $(n-2)$ лет, будет равна:

$$F = A(1+i)^{n-2}. \quad (7.10)$$

Следовательно, общая стоимость всех выплат в конце фиксированного срока займа определится суммой стоимостей всех выплат на конец займа, т.е. запишется в виде:

$$F = A \left[(1+i)^{n-1} + (1+i)^{n-2} + (1+i)^{n-3} + K + (1+i)^{n-n} \right] = \quad (7.11)$$

$$= A \sum_{k=1}^n (1+i)^{n-k} = A \sum_{k=0}^{n-1} (1+i)^k.$$

Умножая обе части уравнения (7.11) на $(1+i)$, получим:

$$F(1+i) = A \left[(1+i)^n + (1+i)^{n-1} + (1+i)^{n-2} + K + (1+i) \right] \quad (7.12)$$

$$= A \sum_{k=1}^n (1+i)^k.$$

Вычитая из выражения (7.12) выражение (7.11), будем иметь:

$$F(1+i) - F = A \left[(1+i)^n - 1 \right]. \quad (7.13)$$

Из выражения (7.13) определяем оценочную капитальную стоимость проекта ХТС через ежегодные выплаты:

$$F = \frac{A \left[(1+i)^n - 1 \right]}{i}. \quad (7.14)$$

Приравнявая правые части выражений (7.8) и (7.14), определяем величину ежегодных выплат:

$$A = \frac{P \left[i(1+i)^n \right]}{(1+i)^n - 1}. \quad (7.15)$$

Таким образом, приведенные капитальные затраты могут быть вычислены как:

$$ПКЗ = КЗ \frac{i(1+i)}{(1+i)^n - 1}. \quad (7.16)$$

Уравнение (7.16), строго говоря, пригодно только тогда, когда деньги на капитальные затраты занимаются под фиксированный процент. Более того, если используется уравнение (7.16), то все равно неизвестно число лет для приведенного капитала, а также процентная ставка. Однако главное – это то, что даже, несмотря на неизвестный источник капитала и другие неопределенные допущения, уравнение (7.16) дает общую основу для сравнения эффективности конкурирующих проектов [4,5].

Когда используют приведенные капитальные затраты для оптимизации, проектировщик не должен упускать из виду неопределенности при расчете этой величины. В частности, изменение расчетного срока может привести к очень сильным различиям в результатах, когда, например, рассматривают компромиссы типа «капитал / энергия». При оптимизации ХТС нужно проверить чувствительность результата к изменениям в исходных допущениях.

Денежный поток и экономическая оценка эффективности проекта ХТС. По мере выполнения различных этапов проектирования ХТС накапливается все больше информации. Лучшие методы оценки рентабельности альтернативных вариантов ХТС основаны на прогнозировании денежных потоков в течение жизненного цикла проекта.

Поток денежных средств - это совокупный поток. Рассмотрим кривую 1 (рисунок 7.3). С момента начала проекта в точке А идет расходование денежных средств без немедленного их возврата [5]. Ранние стадии проекта состоят из разработки, проектирования и другой предварительной работы; это обуславливает направление кривой вниз к точке В. Затем следует основная фаза капитальных вложений в здания, производственные сооружения, оборудование, кривая еще круче идет вниз к точке С. Далее осуществляются затраты оборотного капитала, чтобы производство могло начать работать, этому соответствует отрезок CD. Выпуск продукции ХТС начинается в точке D, где отмечены первые поступления денежных средств от реализации продукции. Вначале объем продукции, скорее всего, будет ниже проектных значений до тех пор, пока производство не выйдет на проектную мощность в точке Е. В точке F совокупный поток денежных средств снова равен 0. Эта точка – точка «безубыточности» проекта. Ближе к концу жизненного цикла проекта, в точке G, нетто-поток денежных средств может уменьшиться, например, из-за увеличивающихся РТО, падения рыночных цен и т.д.

В конце жизненного цикла производство может быть совсем остановлено или коренным образом перестроено. Это означает ко жизненного цикла проекта (точка H). Если производство совсем закрывается, оборотный капитал можно вернуть, и мы получим ликвидационную выручку – последний приток денежных средств в конце проекта.

Комплексные показатели эффективности. Предполагаемая совокупная кривая денежного потока является основой для более детальной экономической

оценки. Было предложено множество количественных оценок, или индексов. В каждом случае; выделяются важные свойства совокупной кривой денежного потока, которая трансформируется в денежную форму в виде показателей [5,15].

This content is unavailable

Рисунок 7.3 – График денежного потока для типичного проекта некоторой ХТС[5]

Основными показателями эффективности проекта ХТС являются: срок окупаемости (СО), чистый дисконтированный (приведенный) доход (ЧДД), внутренняя норма доходности (ВНД).

Срок окупаемости (СО) – показатель эффективности капитальных затрат – это период времени, в течение которого осуществленные капитальные затраты окупаются за счет получаемой прибыли. На рисунке 1.3 срок окупаемости - время, прошедшее от начала осуществления проекта в точке А до точки «безубыточности» F. Чем меньше срок окупаемости, привлекательнее проект. Затраты считаются эффективными, если срок окупаемости не превышает нормативный период.

Чистый дисконтированный (приведенный) доход (ЧДД). Поскольку деньги можно вложить для того, чтобы получать на них проценты, то деньги, полученные в настоящее время, обладают большей ценностью, чем деньги, полученные в будущем. Поэтому нельзя непосредственно сравнивать разновременные расходы. Их необходимо дисконтировать (приводить) к начальному моменту времени. После приведения денежные потоки можно сравнивать, производить арифметические операции и т. д. ЧДД проекта – это сумма приведенных стоимостей всех отдельных потоков денежных средств [5,15].

Фактор времени учитывается путем дисконтирования (приведения) годового потока денежных средств при заданной процентной ставке с тем, чтобы получить годовой дисконтированный (приведенный) поток денежных средств.

Величина ЧДД, конечно, прямо зависит от выбранной процентной ставки i .

$$\text{ЧДД} = \sum_{n=0}^N A \frac{1}{(1+i)^n} = \sum_{n=0}^N (\text{Затраты} - \text{прибыль}) \frac{1}{(1+i)^n}, \quad (7.17)$$

где i – процентная ставка;

N – горизонт проекта.

Возвращаясь к рассмотрению совокупной кривой денежного потока, отметим эффект дисконтирования на рисунке 7.3. Кривая 1 - первоначальная кривая без дисконтирования, т.е. $g = 0$, а ЧДД проекта равен конечной величине в точке Н. Кривая 2 показывает эффект дисконтирования при фиксированной процентной ставке, а соответствующий ЧДД указан в точке J. Кривая 3 на рисунке показывает большую процентную ставку, но она выбрана так, что ЧДД в конце проекта равен нулю.

Чем больше положительная величина ЧДД проекта, тем более экономически он привлекателен. Проект с отрицательным ЧДД – невыгодное предложение инвестировать деньги.

Дисконтированная внутренняя норма доходности (ВНД) определяется как процентная ставка i , при которой ЧДД проекта равен нулю. При этом величина i , вычисляемая по уравнению (7.17), известна под названием дисконтированной внутренней нормы доходности (ВНД). Ее можно найти графически или с помощью метода проб и ошибок [15].

Чем выше значение ВНД проекта, тем более он привлекателен. Минимально приемлемая величина ВНД – рыночная процентная ставка. Если ВНД проекта ниже рыночной ставки, то лучше положить деньги в банк. При ВНД больше рыночной процентной ставки, проект доходен, при ВНД меньше – проект убыточен.

$$ЧДД = \sum A \frac{1}{(1+i)^n} = 0. \quad (7.18)$$

Давайте выясним в чем различия показателей эффективности – ЧДД и ВНД.

ЧДД оценивает величину дохода, но не показывает, насколько эффективно используется капитал;

ВНД отражает, насколько эффективно используется капитал, но не определяет величины дохода от функционирования ХТС.

Оба показателя в равной степени используются для оценки эффективности проекта, но между ними есть различия. Эти различия определяют направления использования указанных показателей эффективности для конкретного случая.

- Если целью оценки проекта является максимизация дохода от функционирования ХТС, то целесообразнее применять ЧДД.

- Если целью оценки проекта является эффективность использования капитала, то лучше применять ВНД.

7.2 Краткая характеристика проектируемого производства на примере Атырауского нефтеперерабатывающего завода

Требования современного научно-технического прогресса, улучшение качества продукции нефтепереработки, улучшение условий труда, повышение показателей охраны окружающей среды от загрязнений (включая тепловые

загрязнения и выбросы CO_2), интенсификация всего общественного производства определяются развитием нефтегазохимического и теплоэнергетического комплексов страны [310]. Значительная величина установленной мощности первичной переработки нефти обуславливает и значительный спрос на тепловую и электрическую энергию, необходимую для обеспечения процессов переработки нефти.

Основная часть нефтеперерабатывающих заводов (НПЗ) компании была построена вовремя относительно дешевых энергоресурсов и в настоящее время работает далеко не в оптимальном, экономически, режиме. Кроме того, растет износ оборудования. Возникает потребность в реконструкции и модернизации существующих установок первичной нефтепереработки и оборудования. Установки атмосферно-вакуумной трубчатки (АВТ) являются основой для всех нефтеперерабатывающих заводов, так как вся поступающая на нефтеперерабатывающие заводы сырая нефть проходит через эти установки. Поэтому особое внимание следует уделить повышению энергоресурсоэффективности работы действующих установок АВТ, уменьшению удельных энергозатрат на переработку нефти и снижению внешних тепловых потерь на оборудовании установки [311,312].

В работе [313] показано, что экономия от применения методов пинч-анализа на трех Европейских НПЗ небольшой мощности $\sim 20\text{--}50$ тыс. тонн сырой нефти в год составляет величину 13.7 млн. долл. США в год. Использование методов пинч-анализа на Гуаньдунском НПЗ в Китае позволило экономить 16 млн. долл. США в год на стоимости энергии, что ввело этот завод число лучших НПЗ в мире (3%) [314].

В 2015 году научными сотрудниками проекта были проведены сбор и накопление данных о режимах функционирования действующих установок АВТ [301-308], компьютерное моделирование установок АВТ с использованием комплекса программ Unisim Design, определен потенциал повышения энергоэффективности установки, предложен проект реконструкции установки АВТ [5], работоспособность которого подтверждена моделированием в комплексе программ Unisim Design. Также был проведен расчет тепловых потерь на теплообменном оборудовании установки АВТ и определена полезная тепловая нагрузка для трубчатых печей на основе учета внешних тепловых потерь в теплообменной системе [309,315].

В текущем году сотрудники проекта проводили обследование и тепловую интеграцию комбинированной установки ЭЛОУ-АВТ -3 типа А-12/7м на Атырауском нефтеперерабатывающем заводе. Для выполнения проекта реконструкции был выбран метод пинч проектирования, являющийся развитием методов пинч диагностики и пинч анализа, и, который показал свою эффективность в исследованиях. Преимущество метода состоит в возможности достижения минимальной дисконтированной стоимости проекта, которая определяется экономическими и термодинамическими законами [5].

В результате применения методологии показана возможность сокращения удельного потребления энергоресурсов на установке в различных

проектах реконструкции системы теплообмена от 5 до 40 % от энергопотребления, существующего в настоящее время.

Установка ЭЛОУ-АВТ-3 типа А-12/7м АНПЗ предназначена для подготовки и переработки 3,0 млн. тонн в год сырой мангышлакской нефти в смеси с мартышинской (до 20%).

Установка введена в эксплуатацию в 1969 году. Генеральный проектировщик – институт «Азгипронефтехим».

Дополнительно на установке проведены следующие виды реконструкции:

В 1994 году введена технология химико-технологической защиты от коррозии, разработанной ИПНХП АН РБ (ранее БашНИИ НП) г. Уфа. Усовершенствована схема теплообменных потоков.

В 1995 году введена технология производства топлива для реактивных двигателей марки ТС-1, разработанной ИПНХП АН РБ г. Уфа.

В 1997 году произведена замена основной ректификационной колонны К-2 с усовершенствованной технологией перегонки нефти и оснащенной современной высокоэффективной конструкцией трапециевидно-клапанных ректификационных тарелок. Разработчик технического проекта - «ВНИИнефтемаш» (г. Москва) по исходным данным ИПНХП АН РБ г. Уфа. Колонна изготовлена на АО «Пензхиммаш».

Модернизирована работа узлов конденсатно-холодильного оборудования.

Установка ЭЛОУ-АВТ-3 состоит из следующих блоков:

- Блок электрообессоливания и обезвоживания.
- Блок атмосферно - трубчатой перегонки.
- Блок вакуумно-трубчатой перегонки.
- Блок химико-технологической защиты от коррозии.
- Блок стабилизации уайт-спирита (реактивного топлива ТС-1).
- Блок утилизации тепла дымовых газов.
- Узел сброса и возврата пароконденсата.

7.3 Определение и анализ текущих зависимостей технико-экономических расходов (ТЭР) от состава сырья и объемов переработки продукции

Для определения и анализа текущих зависимостей технико-экономических расходов (ТЭР) от состава сырья и объемов переработки продукции показатели потребления ТЭР для установки АВТ-3 за 2014 и 2015 годы получено от «АНПЗ».

Проанализировав графики расхода ТЭР за 2014 и 2015 годы можно сделать вывод о том, что плановое потребление ТЭР практически совпадает с фактическим и не требует перерасчета. Также, анализируя графики, можно сделать вывод о том, что фактический объем переработки соответствует плановому и не требует корректировки (рисунки 7.4 и 7.5).

This content is unavailable

Рисунок 7.4- Сравнение планового и фактического объемов потребления топлива за 2014 год

Для подтверждения предположений о наличии или отсутствии взаимосвязи между потреблением ТЭР и объемами переработки сырья необходимо дать количественную оценку взаимосвязи между исследуемой величиной и фактором, который влияет на данную величину, которую удобнее определять, используя математический аппарат регрессионного анализа.

В его основе лежит анализ регрессионной зависимости попарных значений двух выборок данных, одна из которых (в данном случае) – величина потребления ТЭР, вторая выборка – значения фактора, от которого зависит потребление ТЭР.

Объективным фактором, от которого может зависеть расход ТЭР в установке АВТ-3 – это объемы переработки сырья.

Применение регрессионного анализа позволит получить соотношение между величиной потребления ТЭР и ее переменной величиной. Наиболее простая и

This content is unavailable

Рисунок 7.5- Сравнение планового и фактического объемов потребления топлива за 2015 год

достаточно достоверная модель для данного случая – линейная модель зависимости вида:

$$Y = a \cdot X + b \quad (7.19)$$

где: Y – расход ТЭР; X – переработка сырья; a – коэффициент зависимости, означающий переменную составляющую потребления ТЭР, зависящую от объема переработки сырья;

b – коэффициент зависимости, означающий постоянную составляющую потребления ТЭР, не зависящую от объема переработки сырья.

Для построения зависимости потребления ТЭР от объема переработки сырья на установке АВТ-3 были использованы статистические сведения о ежемесячных расходах ТЭР и объемах переработки сырья за 2014 и 2015 годы (исключая периоды простоя), предоставленные предприятием.

Зависимость потребления ТЭР от переработки сырья в 2014 г. представлена на рисунках 7.6-7.10.

This content is unavaible

This content is unavaible

This content is unavaible

This content is unavaible

This content is unavaible

This content is unavaible

This content is unavaible

8 РАЗРАБОТКА МЕТОДОВ И ПРАВИЛ ОПТИМАЛЬНОЙ ТЕРМОДИНАМИЧЕСКОЙ ИНТЕГРАЦИИ ТЕХНОЛОГИЧЕСКИХ ПОТОКОВ ХИМИКО-ТЕХНОЛОГИЧЕСКИХ СИСТЕМ

8.1. Метод построения составных кривых технологических потоков

После того как все данные технологических потоков собраны, вычисляются потоковые теплоемкости технологических потоков:

$$CP = M \times C_p, \quad (8.1)$$

где M – массовый расход; C_p – теплоемкость.

Затем вычисляются изменение потоковой энтальпии в температурных интервалах:

$$\Delta H = \int_{T_s}^{T_T} CP \times \Delta T, \quad (8.2)$$

если CP в температурном интервале постоянна, то:

$$\Delta H = CP \times (T_T - T_s). \quad (8.3)$$

Теперь можно представить энтальпийные изменения каждого потока на температурно-энтальпийной плоскости (если $CP = \text{const}$). Аналогично можно изобразить составные кривые для нескольких горячих или холодных технологических потоков, когда CP потоков, находящихся в температурном интервале суммируются. Температурные интервалы определяются значениями температур T_s и T_T для соответствующих потоков (рисунок 8.1).

Для использования аппарата составных кривых технологических потоков для исследования и оптимизации теплообменных систем разработан специальный метод построения составных кривых [294, 295]. Но этот метод не учитывал наличие потоков с фазовым переходом при построении составных кривых. Поскольку почти все технологические процессы в химической, нефтехимической, пищевой и других отраслях промышленности включают в себя технологические потоки с фазовыми переходами, необходимо было разработать усовершенствованную методику построения составных кривых. Впервые результаты использования данной методики были опубликованы в [296].

Для потоков с фазовыми переходами считаем что $T = \text{const}$, тогда изменение потоковой энтальпии будет определяться как $\Delta H = r \times (T_T - T_s)$, где r – скрытая теплота фазового перехода.

Для построения составных кривых первым шагом проводится сортировка и упорядочение множеств, всех граничных температур холодных потоков $\{TC_{Si}\} \cup \{TC_{Ti}\}$, горячих потоков $\{TH_{Si}\} \cup \{TH_{Ti}\}$ и объединение этих множеств $\{TC_{Si}\} \cup \{TC_{Ti}\} \cup \{TH_{Si}\} \cup \{TH_{Ti}\}$, при этом из множеств исключаются все повторяющиеся равные элементы и тогда:

Упорядочение с исключением

$$\{TC_{Si}\} \cup \{TC_{Ti}\} \Rightarrow \{TC_k\}; k = 1, 2, \dots, K; \quad (8.4)$$

This content is unavaible

T – температура, °C; ΔH – изменение потоковой энтальпии, Вт. а) – горячие потоки на температурно-энтальпийной диаграмме; б) – составная кривая горячих потоков.

Рисунок 8.1- Построение составной кривой для горячих потоков

Упорядочение с исключением

$$\{TH_{Sj}\} \cup \{TH_{Tj}\} \Rightarrow \{TC_l\}; l=1,2,...,L; \quad (8.5)$$

Упорядочение с исключением

$$\{TC_{Si}\} \cup \{TC_{Ti}\} \cup \{TH_{Sj}\} \cup \{TH_{Tj}\} \Rightarrow \{T_m\}; m=1,2,...,M, \quad (8.6)$$

где K, L, M – соответственно мощности счетных множеств $\{TC_k\}, \{TH_l\}, \{T_m\}$.

Затем для множеств температур определяются множества температурных интервалов $\{DTC_i\}$ для температур холодных потоков, $\{DTH_i\}$ для температур горячих потоков, $\{DT_i\}$ для всех температур с кардинальным числом на 1 меньше, чем у соответствующих температурных множеств, где

$$DTC_i = TC_i - TC_{i-1}, \quad (8.7)$$

$$DTH_i = TH_i - TH_{i-1}, \quad (8.8)$$

$$DT_i = T_i - T_{i-1}. \quad (8.9)$$

А для потоков с фазовыми изменениями температура остается постоянной и $DTC_i = TC_i = TC_{i-1}$, $DTH_i = TH_i = TH_{i-1}$, $DT_i = T_i = T_{i-1}$. Далее для всех температурных интервалов вычисляются с помощью (8.1, 8.3) массивы потоковых теплоемкостей технологических потоков, которые находятся в выбранных температурных интервалах, т.е. для интервала DTC_i – потоков, для которых выполняется отношение:

$$TC_{Sj} \leq TC_{i-1}, TC_{Tj} \geq TC_i; \quad (8.10)$$

для DTH_i потоков, для которых:

$$TH_{Sj} \leq TH_i, TH_{Tj} \geq TH_{i-1}; \quad (8.11)$$

для DT_i потоков, для которых:

$$TC_{Sj} \leq TC_{i-1}, TC_{Tj} \geq TC_i, TH_{Sj} \leq TH_i, TH_{Tj} \geq TH_{i-1} \quad (8.12)$$

и тогда суммарные потоковые теплоемкости для температурных интервалов холодной составной кривой получим:

$$COC_j = \sum_{\forall i=1,2,3... \in j} CPC_i \quad (8.13)$$

для горячей составной кривой:

$$CON_j = \sum_{\forall i=1,2,3... \in j} CPN_i \quad (8.14)$$

и для общего множества температурных интервалов:

$$\begin{aligned} CC_j &= \sum_{\forall i=1,2,3... \in j} CPC_i \\ CH_j &= \sum_{\forall i=1,2,3... \in j} CPN_i \end{aligned} \quad (8.15)$$

Далее вычисляется изменение потоковой энтальпии технологических потоков в температурных интервалах для потоков, удовлетворяющим соотношениям (8.10 – 8.12):

$$DOC_j = DTC_j \cdot COC_j \quad (8.16)$$

$$DOH_j = DTH_j \cdot CON_j \quad (8.17)$$

$$DIC_j = DT_j \cdot CC_j \quad (8.18)$$

$$DIH_j = DT_j \cdot CH_j, \quad (8.19)$$

а для потоков с фазовыми изменениями $DOC_j = HVA_j$, $DOH_j = HCON_j$, $DIC_j = HVA_j$, $DIH_j = HCON_j$, где HVA_j и $HCON_j$ - изменение потоковой энтальпии технологических потоков с фазовыми изменениями.

Затем вычисляются значения энтальпии в точках излома составных кривых, которые соответствуют элементам множеств $\{TC_k\}$ и $\{TH_i\}$. При этом для определенности считаем, что крайняя левая абсцисса горячей составной кривой будет соответствовать началу координат, т.е. $HH_1 = 0$, и тогда:

$$HH_{i+1} = HH_i + DOH_i, \quad i = 1, 2, \dots, L - 1. \quad (8.20)$$

Далее считаем, что холодная кривая начинается в крайней правой точке горячей кривой, т.е. энтальпия крайней правой точки горячей составной кривой совпадает с энтальпией крайней левой точки холодной составной кривой $HC_1 = HH_L$, и тогда получим:

$$HC_{i+1} = HC_i + DOC_i, \quad i = 1, 2, \dots, K - 1 \quad (8.21)$$

Вычисляем массивы производных составных кривых над множествами температурных интервалов. Согласно (8.1 и 8.3) получим для холодной кривой:

$$\left(\frac{dT_C}{dH} \right)_{C_i} = \frac{1}{COC_i}; \quad (8.22)$$

для горячей кривой:

$$\left(\frac{dT_H}{dH} \right)_{H_i} = \frac{1}{CON_i}. \quad (8.23)$$

Теперь можно построить функциональные зависимости для составных кривых $TC = f_1(H)$ и $TH = f_2(H)$.

Функция $TC = f_1(H)$ определяется следующим образом. Для заданного H производится проверка, попадают ли H в энтальпийный интервал холодной составной кривой, т.е. $HC_i \leq H \leq HC_k$. Затем определяется энтальпийный интервал, которому соответствуют заданные H , и тогда $TC = TC_i + \left(\frac{dTC}{dH} \right)_{C_i} \cdot (H - HC_i)$. Точно также строится функция $TH = f_2(H)$ и аналогично строятся обратные функции $HC = f_1^{-1}(T)$ и $HH = f_2^{-1}(T)$.

Теперь имеются все зависимости для определения координат составных кривых. Составные кривые будут строиться последовательно вдоль энтальпийной оси – сначала горячая, а затем холодная (рисунок 8.2).

Далее, используя определенные нами функции $f_1(H), f_2(H)$ и $f_1^{-1}(T), f_2^{-1}(T)$, определяем расстояние между кривыми по энтальпийной оси во всех точках излома горячей кривой, для которых $\left(\frac{dTH}{dH} \right)_{i+1} > \left(\frac{dTH}{dH} \right)_i$, и холодной кривой, для которых $\left(\frac{dTC}{dH} \right)_{i+1} > \left(\frac{dTC}{dH} \right)_i$, определяем минимальное из этих расстояний dL_{min} (рисунок 8.2). После этого сдвигаем холодную составную кривую влево на расстояние dL_{min} . Все значения массива HC_j уменьшились на dL_{min} , эти изменения необходимо внести и в соответствующие функциональные зависимости:

$$HC_j = HC_j - dL_{min}, \quad j = 1, 2, \dots, K \quad (8.24)$$

Сейчас кривые сдвинуты до касания, т.е. $\Delta T_{min} = 0$, что физически соответствует максимальной рекуперации тепла, т.е. бесконечно большой поверхности теплообмена, что практически невыполнимо. Далее холодная кривая сдвигается вправо до тех пор, пока расстояние между кривыми по оси температур не станет равным выбранному значению ΔT_{min} .

Рассмотрим одну из точек излома холодной составной кривой, для которой $\left(\frac{dTC}{dH} \right)_{i+1} > \left(\frac{dTC}{dH} \right)_i$. При определении таких точек на холодной составной кривой одновременно определяются их координаты TC_j и HC_j , по которым можно вычислить расстояние между составными кривыми вдоль оси T :

$$\Delta T = f_1(HC_i) - TC_i; \quad (8.25)$$

This content is unavailable

а) – последовательное построение; б) – сдвигка кривых до касания; в) – сдвигка кривых на заданное значение ΔT_{min} вдоль оси ординат. 1 – горячая составная кривая; 2 – холодная составная кривая; Q_R – максимальная теплота рекуперации; Q_H – нагрузка на горячие энергоносители; Q_C – нагрузка на холодные энергоносителей.

Рисунок 8.2- Построение составных кривых для заданного ΔT_{min}

Если $\Delta T > \Delta T_{\min}$ - переходим к следующей точке, если нет – определяем энтальпийный интервал, в котором находится значение HC_j и соответственно его границы (H_j, H_{j+1}).

Если $f_1(H_{j+1}) - TC_i < \Delta T_{\min}$ - переходим к рассмотрению следующего интервала, при этом, если $f_1(H_{j+1}) - TC_i > \Delta T_{\min}$, то расстояние, на которое необходимо сдвинуть холодную кривую для того, чтобы выбранная i -я точка находилась от горячей кривой на расстоянии $\Delta T_{\min}$, будет равно:

$$A_i = H_{j+1} - HC_i + \frac{\Delta T_{\min} [f_1(H_{j+1}) - TC_i]}{\left(\frac{dTH}{dH}\right)}. \quad (8.26)$$

Аналогично вычисляется величина сдвижки и для других точек излома обеих кривых. Понятно, что максимальное из этих расстояний и есть то расстояние, на которое необходимо сдвинуть холодную составную кривую вправо. Точка изгиба, для которой определено $A_{\max}$, показывает локализацию точки пинча.

Сейчас энтальпийные координаты температурных интервалов определяются как:

$$HC_j = HC_j - A_{\max}, \quad j = 1, 2, \dots, K. \quad (8.27)$$

И теперь уже просто определить мощность, которую необходимо подвести к теплоэнергетической системе или технологическому процессу с помощью внешних энергоносителей:

$$QH = HC_K - HH_L, \quad (8.28)$$

мощность, которая должна быть отведена от системы:

$$QC = HC_1 - HH_1. \quad (8.29)$$

Величина энтальпийного интервала, на котором составные кривые перекрываются

$$QR = HH_L - HC_1, \quad (8.30)$$

показывает максимальное значение рекуперлируемой теплоты в системе при заданной величине $\Delta T_{\min}$.

8.2 Метод расчета количества теплообменных аппаратов и целевой поверхности теплообмена в системах рекуперации тепла

При известной потребляемой и отводимой мощности и удельной стоимости энергоносителей легко вычислить общую стоимость энергоносителей, потребляемых теплоэнергетической системой. Но для определения оптимального значения $\Delta T_{\min}$ необходимо знать и стоимость теплообменного оборудования, необходимых для рекуперации тепловой энергии и теплообменников, необходимых для подвода и отвода тепла от системы.

Чтобы определить поверхность теплообмена, необходимую для рекуперации тепловой энергии при минимальном потреблении внешних

энергоносителей, составные кривые разбиваются на вертикальные энтальпийные интервалы в точках излома кривых (рисунок 8.3) и вычисляется поверхность теплообмена, необходимая для каждого интервала, а затем, суммируя, вычисляем общую поверхность [297,298,317]:

$$S_{\min} = \sum_{k=1}^M \frac{1}{\Delta T_{\ln k}} \left(\sum_{i=1}^I \frac{q_i}{\alpha_i} + \sum_{j=1}^J \frac{q_j}{\alpha_j} \right), \quad (8.31)$$

где $\Delta T_{\ln k}$ – логарифмическая разность температур для $k^{\text{го}}$ интервала; α_i и α_j – коэффициент теплоотдачи $i^{\text{го}}$ горячего и $j^{\text{го}}$ холодного потока; M – число энтальпийных интервалов; I – количество горячих потоков; J – количество холодных потоков; $q_{ij} \in \{q_{ij}\} = \{DIC_j\} \cup \{DIH_j\}$ – изменение энтальпии $i^{\text{го}}$ горячего и $j^{\text{го}}$ холодного потока.

This content is unavailable

Рисунок 8.3 - Определение площади поверхности при вертикальном теплообмене

Далее для определения общей стоимости теплообменного оборудования необходимо вычислить количество аппаратов. Для оценки можно считать, что число теплообменников равно числу связей между потоками, которое для максимального сохранения энергии, которое достигается при вертикальном теплообмене, будет определяться [297,298]

$$N_{T_{\text{mer}}} = \sum_j N_j, \quad (8.32)$$

где $N_j = NSC_j \times NSH_j$ – количество связей для каждого интервала температур, NSC_j – число холодных потоков в интервале j , NSH_j – число горячих потоков.

Исходя из теории графов, для определения минимального числа связей между потоками можно воспользоваться соотношением [15]:

$$N_T = NS_{\text{AI}} + NS_{\text{II}} - 2, \quad (8.33)$$

где $NS_{ВП}$ – количество потоков в интервале температур выше пинча, $NS_{НП}$ – количество потоков в интервале температур ниже пинча, N_T – определено для минимального количества теплообменников, необходимых для удовлетворения теплообмена между потоками. Более точный расчет необходимого количества теплообменников предложен в [317].

Тогда стоимость теплообменников определяется следующим образом [298]:

$$CS = N_T \left[a + b \left(\frac{S_{\min}}{N_T} \right)^c \right], \quad (8.34)$$

где a – стоимость установки теплообменника, с учетом переобвязки, b – удельная стоимость поверхности теплообмена, $c \sim 0,8 \div 1$ – показатель нелинейности зависимости стоимости поверхности теплообмена от ее величины.

Используя соотношение (8.34) мы получим стоимость системы теплообменных аппаратов при одинаковых значениях коэффициентов a , b и c для всех технологических потоков, включаемых в тепловую интеграцию. Поскольку зачастую для различных технологических потоков используются различные типы теплообменных аппаратов и различные материалы для их изготовления необходимо учесть тот вклад, который будут вносить эти потоки в общую стоимость теплообменной системы. Для этого необходимо определить весовые коэффициенты стоимости для каждого потока [5]:

$$\varphi_j = \left(\frac{b_A}{b_j} \right)^{\frac{1}{c_A}} \left(\frac{S_{\min}}{N_T} \right)^{1 - \frac{\tilde{n}_j}{\tilde{n}_A}}, \quad (8.35)$$

где b_B и c_B – коэффициенты базового теплообменного оборудования; b_j и c_j – коэффициенты для $j^{\text{го}}$ потока. При этом принимаем, что стоимость установки теплообменников a , равна для аппаратов всех типов.

После этого мы можем определить целевое значение поверхности теплообмена с учетом различной стоимости теплообменного оборудования для каждого технологического потока:

$$S_{\min}^* = \sum_{k=1}^M \frac{1}{\Delta T_{\ln k}} \left(\sum_{i=1}^I \frac{q_i}{\varphi_i \alpha_i} + \sum_{j=1}^J \frac{q_j}{\varphi_j \alpha_j} \right). \quad (8.36)$$

Далее для определения стоимости системы теплообменных аппаратов используется соотношение (8.34) с подстановкой величины $S_{\min}^*$, полученной из (8.36).

Теперь можно вычислить общую приведенную стоимость проекта, суммируя стоимость энергии и стоимость теплообменной аппаратуры:

$$CT = PKC + CE - CQ, \quad (8.37)$$

где CE – годовая стоимость энергии; PKC – приведенные капитальные затраты (дисконтированные) [317].

$$PKC = CS \cdot \frac{i(i+1)^n}{(i+1)^n - 1}, \quad (8.38)$$

где i – годовая процентная ставка, n – число лет, CS – капитальные затраты.

$$CE = QH \cdot shs + QC \cdot scs \quad (8.39)$$

где shs – удельная стоимость горячих утилит, у.е./(кВт год); scs – удельная стоимость холодных утилит у.е./(кВт год); CQ – дисконтированная стоимость квот, полученных в результате снижения удельного потребления первичных энергетических ресурсов при интеграции ХТС.

Далее для минимального значения CT определяется величина минимальной разности температур теплоносителей в теплообменном оборудовании $\Delta T_{\min}$, для которой и выполняется проект теплообменной системы ХТС.

Блок-схема программы для определения целевых энергетических, стоимостных значений и $\Delta T_{\min}$ с учетом влияния экологических факторов приведена в приложении А. Данная программа также позволяет строить составные кривые технологических потоков и большую составную кривую.

8.3 Метод построения больших составных кривых технологических потоков

Составные кривые хорошо представляют энергетические цели, но для выбора и размещения внешних энергоносителей разработан в пинч-анализе более удобный инструмент – большая составная кривая [197]. Для ее построения необходимо сдвинуть горячую составную кривую на $\Delta T_{\min}/2$ вниз по температурной оси, а холодную – вверх, т.е. составные кривые сейчас будут моделировать горячие потоки с граничными температурами, измененными на $\left(-\Delta T_{\min}/2\right)$, а холодные на $\Delta T_{\min}/2$. Затем вычисляется общее изменение энтальпии холодных и горячих потоков в каждом из сдвинутых температурных интервалов:

$$\Delta H_i = \left(\sum_k^{j_C} CP_{Ck} - \sum_k^{j_H} CP_{Hk} \right) \cdot \Delta T_i, \quad (8.34)$$

где j_C, j_H – число холодных и горячих потоков в i -м интервале, CP_C, CP_H – потоковые теплоемкости холодных и горячих потоков.

Затем изменение потоковой энтальпии можно расположить в виде температурного каскада [197], показывающего недостаток или избыток теплоты в каждом интервале (рисунок 8.4) и затем отложить эти величины на температурно-энтальпийном графике, начиная от значения Q_{Hmin} – нагрузки на внешние горячие и холодные теплоносители (рисунок 8.4). Построенная таким образом линия и называется «Большая составная кривая». При работе с такой кривой необходимо помнить, что на температурной оси отложены не действительные температуры потоков, а сдвинутые температуры, т.е. температуры холодных потоков на $\Delta T_{min}/2$ горячее, температуры горячих потоков на $\Delta T_{min}/2$ холоднее. Заштрихованные области (карманы) на кривой показывают рекуперацию тепловой энергии между потоками. Большая составная кривая позволяет наиболее выгодным и удобным способом

Рисунок 8.4- Большая составная кривая и общее изменение энтальпии в температурных интервалах.

разместить внешние энергоносители для нагрева или охлаждения потоков. Например, если энергия к процессу подводится паром, то определенную мощность можно передать паром разного давления. Это может оказать значительное влияние на общую стоимость проекта. При помощи большой составной кривой разработаны методы интеграции в процесс тепловых насосов, холодильных машин и т.д.[15, 317].

Данный метод проектирования полностью основан на термодинамических законах и позволяет:

- Установить необходимые значения внешних горячих и холодных энергоносителей для проведения процесса перед проектированием.
- Оценить необходимую величину общей теплопередающей поверхности перед проектированием.

– Проектировать рабочие сети с минимальным потреблением энергии отдельно выше и ниже Пинча.

– Контролировать проект на каждом шаге развития.

Кроме того, Пинч-технология позволяет минимизировать теплообменную поверхность, минимизировать количество теплообменных единиц, оптимизировать перепад давления в сети и размещение силовых установок, минимизировать количество сточных вод и эмиссию углекислого газа.

При модернизации существующих производств методы Пинч-технологии позволяют максимально использовать уже установленное оборудование, но в новых рабочих сетях, что снижает инвестиции в реконструкцию.

Более того, методами Пинч-анализа можно определить стоимостной компромисс между всеми названными целями и капитальными вложениями при заданном времени окупаемости, которому и должен удовлетворять окончательный проект. За последнее десятилетие фирмой “Linnhoff March” и университетом “UMIST” выполнено более 2600 проектов создания новых и модернизации действующих производств в различных отраслях промышленности и различных странах.

Мы также в своей дальнейшей работе будем пользоваться методикой основанной на идеях пинч-анализа.

В заключение заметим, что среди всех факторов и мероприятий интенсификации химико-технологических процессов в химико-технологических системах (ХТС) особую роль играют эффекты, связанные с оптимальным выбором структуры и элементов системы. Опыт показывает, что экономический эффект от оптимальной структуры ХТС примерно на порядок выше эффектов от оптимальной организации отдельных элементов или оптимального управления процессом. Поэтому, чем больше потоков и процессов ХТС будет включено в тепловую интеграцию при реконструкции теплообменных систем ХТС, тем больший экономический эффект будет получен.

8.4 Результаты инструментальных обследований установки первичной переработки нефти

8.4.1 Инструментальный анализ использования топлива

Для нагрева отбензиненной нефти и мазута на установке АВТ-3 применяются печи П-1, П-2 и П-3. Печь П-1 – ПГ24П вертикально факельного типа предназначена для нагрева горячей струи К-1. Печь П-2 – ПГ24П вертикально факельного типа – используется для нагрева отбензиненной нефти, которая направляется в К-2. Печь П-3 – ПГ15П вертикально факельного типа предназначена для нагрева 9 потока отбензиненной нефти, которая направляется в К-2 и для нагрева мазута, который поступает в колонну К-5 из куба колонны К-2.

Для утилизации тепла отходящих дымовых газов на установке установлен котел-утилизатор КУ-125. Он предназначен для использования физического тепла продуктов сгорания для выработки перегретого пара.

This content is unavaible

This content is unavaible

This content is unavaible

This content is unavaible

инструментального обследования часть холодильников была отключена. В приложении Б расход на этих холодильниках не указан.

С помощью портативного ультразвукового накладного расходомера были проведены измерения расходов оборотной воды через теплообменники. Как видно из приведенных материального и теплового балансов, с оборотной водой, при общем расходе 835,35 м³/ч, на холодильники отводится 10 724 кВт тепловой энергии. Все результаты измерений приведены в приложении Б.

9 СОЗДАНИЕ МЕТОДОВ СИНТЕЗА СЛОЖНЫХ СЕТЕЙ ТЕПЛООБМЕННИКОВ

9.1. Определение технологических потоков АВТ-3 для теплоэнергетической интеграции

Во время обследования работы установки АВТ-3 были определены основные параметры технологических потоков работы установки.

Характеристика основных технологических потоков, участвующих в технологии первичной переработки нефти на установке АВТ-, приведена в следующем списке, который послужит основой для проведения тепловой интеграции процесса. После анализа, часть этих потоков будет рассматриваться при тепловой интеграции установки.

1. Соляной раствор с ЭЛОУ. Из электродегидраторов первой ступени (Э-1/1, Э-1/2, Э-2/1, Э-2/2) и второй ступени (Э-3/1, Э-3/2, Э-4/1, Э-4/2) дренирование соляного раствора осуществляется при помощи регуляторов уровня раздела фаз, клапана которых установлены на линии сброса соляных стоков, через Х-23, где захлаживается оборотной водой и поступает в емкость Е-6.

2. Пары верха К-1. С верха К-1 головной погон в паровой фазе отводится в параллельно включенные конденсаторы воздушного охлаждения ХВ-1/1, 1/2, 1/3, 1/4 затем общим потоком в ХВ-101, где происходит конденсация и охлаждение, после, пройдя доохладитель Х-1, поступает в ёмкость Е-1.

3. Пары верха К-2. С верха колонны К-2 фракция 130-180 °С в паровой фазе и водяные пары отводятся в конденсатор воздушного охлаждения ХВ-2, где конденсируются и охлаждаются, а затем поступают через водяной доохладитель Х-2 и поступает в Е-2.

4. Фр. 130-180 °С с низа К-3. С низа К-3 фракция 180-240 °С поступает на прием насосов Н-9,9а, которыми прокачивается через теплообменник Т-6, холодильник Х-5 и выводится с установки

5. 1-ЦО К-2. С 32 тарелки К-2 насосом Н-7,7а с температурой не более 280 °С забирается 1 циркуляционное орошение и прокачивается через теплообменник Т-1, конденсатор воздушного охлаждения ХВ-3, холодильник Х-3, где охлаждается и возвращается на 33 тарелку К-2.

6. Фр. 240-350 °С с низа К-4. С низа К-4 фракция 240-350 °С поступает на приём насоса Н-10,10а, которым прокачивается через теплообменники Т-10/2, Т-10/1, Т-4/1, Т-13 и выводится с установки.

7. 2-ЦО К-2. С 12 или 18 тарелки К-2 циркуляционное орошение забирается насосом Н-8, Н-8а, прокачивается через теплообменники Т-9, Т-3 доохладитель Х-4 и возвращается на 13 и 22 тарелки К-2.

8. Пары К-5. С верха колонны К-5 пары нефтепродукта вместе с газами разложения поступают в поверхностный конденсатор Б-1, ёмкость Е-13а.

9. Газы разложения. Пары конденсируется в Б-1, а газы разложения из Б-1 и Е-13а трехступенчатыми пароежекторными вакуум насосами Э-1, Э-2 с поверхностных конденсаторов сбрасываются в Б-3.

10. Фракция 320-350°С (УФС) с установки. Фракция 320-350°С проходит воздушный холодильник ХВ-4, охлаждается и выводится с установки.

11. 1 ЦО К-5 Фракция 320-350°С. Из емкости Е-3 фракция 320-350°С забирается насосом Н-112, Н-112а прокачивается через воздушные холодильники ХВ-7, ХВ-9 и подается на верхнюю часть первого слоя насадки, как первое циркуляционное орошение К-5.

12. ЛВГ в К-5. Легкий вакуумный газойль из Е-3а прокачивается через теплообменник Т-2, ХВ-20/1,2. Часть ЛВГ возвращается на верхнюю часть второго слоя насадки К-5 в качестве II -ого циркуляционного орошения.

13. ВГ с установки. Из ёмкости Е-4 вакуумный газойль насосом Н-15 (Н-15а) прокачивается через теплообменник Т-5, Т-4/2, Т-14, холодильники ХВ-8, Х-9, Х-7 и выводится с установки

14. 3-ЦО К-5. Часть вакуумного газойля проходит теплообменники Т-11/2, Т-11/1, Т-7 и возвращается на третий слой насадки в виде третьего циркуляционного орошения.

15. Продукт К-5. С низа К-5 гудрон насосами Н-16, 116, 116а через теплообменники Т-12/1,2,3, Т-8, холодильник погружного типа Х-25, воздушный холодильник ХВ-125, холодильник Х-14а, выводится с установки в цех № 10.

16. Бензиновая фракция. Бензиновая фракция охлаждается в воздушных холодильниках ХВ-27, ХВ-18 и водяных доохладителях Х-118, Х-118а, после чего направляется на установку АВТ-5 в емкость Е-304.

17. Конденсат пара из Е-37. С низа Е-37 поступает в Т-42 на охлаждение, после чего выводится с установки.

18. Сырая нефть. Сырая нефть тремя параллельными потоками прокачивается через теплообменники Т-1, Т-2, Т-3, Т-4/1, Т-4/2, Т-5, Т-6, Т-7, Т-8, где нагревается за счет тепла циркуляционных орошений атмосферной и вакуумной колонн.

19. Нефть обессоленная. Обессоленная и обезвоженная нефть из ЭДГ тремя параллельными потоками прокачивается через теплообменники: Т-9; Т-12/1; Т-10/1,2; Т-12/2; Т-11/1,2; Т-12/3, где нагревается за счёт тепла II циркуляционного орошения К-2, фракции 240-360 °С, III циркуляционного орошения К-5 и гудрона, и, далее направляется в колонну К-1.

20. Промывочная вода ЭДГ. Обратная вода после холодильников Х-19/1,2 поступает в ёмкости Е-9 откуда забирается насосами Н-17, Н-17а и подается в теплообменники Т-13, Т-14, где нагревается за счет тепла фракции 240-350°С, вакуумного газойля и поступает на вторую ступень обессоливания через инжекторы И-2А/1,2 и И-2Б/1,2 в количестве 5-10 % масс. от нефти.

21. Отбензиненная нефть. С низа К-1 отбензиненная нефть забирается двумя потоками и поступает параллельными потоками в нагревательные змеевики печей П-2 и в печь П-3.

22. Жидкое топливо в печь. Жидкое топливо перед подачей в печь подогревается паром в подогревателе Т-30.

23. Топливный газ. Топливный газ поступает через фильтры Ф-5/1,2 в теплообменник Т-143, где нагревается водяным паром 10 атм. и подается к форсункам печей П-1, П-2, П-3, П-4.

24. Питательная вода. Из ёмкости Е-39 питательная вода одним из питательных насосов (Н-34 или Н-34а) подаётся через подогреватель Т-39, где вода подогревается паром до 145-160 °С, и поступает в экономайзер котла.

25. Мазут. Мазут с низа К-2 насосами Н-11,11а, 11б двумя потоками подается в змеевик печи П-3 и поступает в вакуумную колонну К-5 с температурой не более 390°С.

26. Горячая струя К-1. Отбензиненная нефть забирается с низа К-1, проходит печь П-1 и далее поступает в качестве горячей струи в колонну К-1.

3.2. Определение теплофизических свойств нефтепродуктов (потоков)

Для расчета теплофизических характеристик нефтепродуктов (технологических потоков) необходимо знать плотности нефтепродуктов. Плотности нефтепродуктов установки.

АВТ-3 Атырауского НПЗ при температуре 20°С были взяты из данных центральной заводской лаборатории (ЦЗЛ АНПЗ) за период с 01.01.2016 – 30.04.2016., а также за октябрь 2015 г. Данные ЦЗЛ АНПЗ приведены ниже, в таблице 9.1.

This content is unavailable

This content is unavaible

плотности дистиллированной воды при температуре t_1 . Такими температурами (стандартными температурами) приняты: для воды $t_1 = 4^\circ\text{C}$, для нефтепродукта 20°C . В других странах стандартной температурой нефтепродукта и воды является температура, примерно соответствующая 15°C . Таким образом обычно определяют ρ_4^{20} или ρ_{15}^{15} .

Поскольку плотность воды при 4°C равна 1000 кг/м^3 , то численные значения относительной и абсолютной плотностей отличаются на 10^3 .

При необходимости пересчета ρ_4^{20} на ρ_{15}^{15} можно использовать выражение [318]:

$$\rho_{15}^{15} = \rho_4^{20} + 5\alpha \quad (9.2)$$

Результаты пересчета плотностей нефтепродуктов с ρ_4^{20} ($\rho^{(20)}$, кг/м^3) на ρ_{15}^{15} ($\rho^{(15)}$, кг/м^3) приведены выше, в таблице 9.2.

Для дальнейших расчетов также необходимо знать удельную теплоемкость нефтепродуктов.

Удельную теплоемкость жидких нефтепродуктов будем определять по эмпирической зависимости Крэга [318-320]:

$$C_t = \frac{1}{\sqrt{\rho_{15}^{15}}} (0.403 + 0.00081t) \quad (9.3)$$

где: C_t – удельная массовая теплоемкость, $\text{ккал}/(\text{кг}\cdot^\circ\text{C})$; ρ_{15}^{15} – относительная плотность нефтепродуктов при 15°C ; t – температура, при которой определяется теплоемкость, $^\circ\text{C}$.

Полученные значения теплоемкости из калорий переводились в Дж.

9.2 Анализ существующего теплообменного оборудования на комбинированной установке АВТ-3

Данные измерения температур теплоносителей в теплообменных аппаратах, участвующих в рекуперации тепловой энергии приведены в таблице 9.3. Здесь также приводятся некоторые паспортные данные этих теплообменников.

Здесь K – коэффициент теплопередачи, рассчитанный по значениям по значениям температур теплоносителей, нагрузки и площади поверхности теплообменников.

Коэффициенты теплопередачи рассчитывались как по тепловой нагрузке на горячие теплоносители, так и на холодные. Некоторое различие в коэффициентах теплопередачи возникло вследствие неточности в данных измерений, но в целом расчёты показывают близкие результаты.

Коэффициенты теплопередачи не значительные почти во всех теплообменниках и не превышают $200 \text{ Вт на м}^2 \cdot \text{град}$, что говорит о недостаточно эффективной работе теплообменного оборудования [295]. Это связано либо со значительно завышенной площадью поверхности теплообмена для исследуемого режима, либо с неверно выбранной позицией для теплообменника или с их физическим состоянием.

Наименее интенсивный теплообмен происходит в теплообменнике Т-4/2, Т-5, Т-6, Т-7 – подогреве нефти перед ЭЛОУ, Т-12/1, Т-12/2, Т-12/3, Т-10/2, Т-11/1 - теплообменниках подогрева обессоленной нефти. Также недостаточно интенсивно теплообмен происходит в теплообменниках Т-13 и Т-14 – теплообменных аппаратах для подогрева промывной воды.

This content is unavaible

9.3 Материальный и тепловой баланс установки

Используя технологический регламент, режимные листы от 26.05.2016, собранные в процессе измерений данные температур технологических потоков, расходов и температур оборотной воды на утилитных теплообменных аппаратах, составляем материальный баланс нефтепродуктов установки АВТ-3 (Таблица 9.4).

Таблица 9.4- Материальный баланс нефтепродуктов установки АВТ-3

This content is unavailable

Диаграмма материального баланса нефтепродуктов представлена на (рисунке 9.1).

This content is unavailable

Рисунок 9.1- Диаграмма материального баланса нефтепродуктов

На основании измерения и анализа температур и расходов топлива, расходов воды и пара и технологических потоков на печи установки, составляем тепловой баланс установки АВТ-3 Атырауского НПЗ (таблица. 9.6).

Таблица 9.6 -Материальный и тепловой балансы установки АВТ-3

This content is unavailable

Диаграмма тепловой нагрузки входящих потоков представлена на (рисунке 9.2), диаграмма тепловой нагрузки выходящих потоков представлена на (рисунке 9.3).

This content is unavaible

Рисунок 9.2- Диаграмма тепловой нагрузки входящих потоков

This content is unavaible

Рисунок 9.3- Диаграмма тепловой нагрузки выходящих потоков

9.4 Определение энергосберегающего потенциала установки первичной переработки нефти ЭЛОУ-АВТ-3,0

При обследовании установки АВТ-3 Атырауского НПЗ, в результате проведенных измерений, изучения режимных листов процесса, мнемосхем и составления балансов, как в целом по установке, так и для отдельного оборудования (раздел 7.4), были получены значения расходов и температур технологических потоков, которые могут быть включены в теплоэнергетическую интеграцию. В разделе 9.1, основываясь на данных, полученных из ЦЗЛ завода, вычислены теплофизические характеристики продуктов технологических потоков. Полученные значения позволили определить потоковые теплоемкости (CP , кВт/град) для каждого технологического потока рассматриваемого процесса и вычислить тепловую нагрузку этих потоков – ΔH , кВт, т.е. величину мощности тепловой энергии, которую необходимо подвести или отвести от технологического потока.

Для уточнения теплофизических данных материальных потоков и тепловых нагрузок, на основе существующего регламента и предоставленной сотрудниками Атырауского НПЗ разгонки нефти, создана компьютерная модель установки АВТ-4 (рисунки 9.4, 9.5) в программе «Aspen HYSYS».

Компьютерная модель существующего процесса в программе «Aspen HYSYS» позволяет проверить данные, собранные на установке и определить недостающие расходы потоков, теплоемкость и скрытую теплоту фазового перехода исследуемых потоков. Результаты моделирования представлены в Приложении А.

Полученные в результате моделирования теплофизические данные технологических потоков, систематизируются и заносятся в потоковую таблицу, которая является цифровым образом системы теплообмена рассматриваемого процесса и основой для его теплоэнергетической интеграции.

Результаты, полученные при моделировании установки АВТ-3 Атырауского НПЗ, позволили уточнить технологические данные потоков, которые могут быть включены в теплоэнергетическую интеграцию и представлены в потоковой таблице 9.6 [15].

Потоковая таблица представляет собой образ системы теплообмена установки ЭЛОУ АВТ-3,0 Атырауского НПЗ и является основой для выполнения теплоэнергетической интеграции данного процесса.

This content is unavaible

This content is unavaible

Таблица 9.6-Потоковые данные системы технологических потоков установки АВТ-3 на Атырауском НПЗ

This content is unavaible

9.5 Анализ существующего процесса первичной переработки нефти

На сеточной диаграмме для существующей теплообменной системы АВТ-3 отображены все потоки, участвующие в теплообмене в настоящее время, и не только в рекуперативном, поэтому на диаграмме показаны как рекуперативные теплообменные аппараты, так и воздушные холодильники, а также печи (рисунок 9.9).

Анализ системы рекуперации тепловой энергии на установке АВТ-3 показывает, что 6 рекуперативных теплообменников: Т-5, Т-8, Т-9, Т-10/1, Т-11/1 и Т-11/2 переносят теплоту через область Пинча, т.е. через них организуется паразитный поток тепловой энергии от горячих утилит к холодным, тем самым, увеличивая как потребление топлива (горячие утилиты), так и электроэнергии на воздушных холодильниках (холодные утилиты). Это говорит о том, что тепло передается от технологических печей через систему теплообмена к охлаждающей воде и охлаждающему воздуху.

Наличие подобных размещений теплообменных аппаратов противоречит правилам проектирования оптимальных теплообменных систем [11, 15].

При обследовании установки ЭЛОУ АВТ-3,0, в результате проведенных измерений, изучения режимных листов процесса, мнемосхем и составления балансов, как в целом по установке, так и для отдельного оборудования были получены значения расходов и температур технологических потоков, которые могут быть включены в теплоэнергетическую интеграцию. Основываясь на данных, полученных из ЦЗЛ завода, вычислены теплофизические характеристики продуктов технологических потоков.

Полученные значения позволили определить потоковые теплоемкости (CP , кВт/град) для каждого технологического потока рассматриваемого процесса, и вычислить тепловую нагрузку этих потоков – ΔH , кВт, т.е. величину мощности тепловой энергии, которую необходимо подвести или отвести от технологического потока.

Подробное описание технологической схемы установки была приведена в отчете за 2015г [301-303,321]. Поэтому, здесь приводится только технологические схемы существующей реальной установки для сравнения с предлагаемой реконструкции на основе пинч-проектирования.

This content is unavaible

Рисунок 9.6- Принципиальная схема установки ЭЛОУ-АВТ-3.0 –
подогрев нефти перед ЭЛОУ

This content is unavaible

Рисунок 9.7- Принципиальная схема установки ЭЛОУ-АВТ-3.0 – подогрев
нефти перед колонной К-1

This content is unavailable

Рисунок 9.8- Принципиальная схема установки ЭЛОУ-АВТ-3.0 – колонны К-2, К-5

На рисунке 9.9 технологические потоки связаны рекуперативными теплообменными аппаратами. Красным цветом выделены горячие утилиты. Синим цветом показаны холодильники.

Для определения мощности рекуперации в теплообменной системе установки АВТ-3 необходимо знать температуры технологических потоков на выходе из системы разделения и выходе из системы рекуперации, но для того чтобы определить эффективность работы теплообменных аппаратов были измерены температуры теплоносителей на каждом теплообменном аппарате (рисунок 9.9).

Для построения составных кривых исходного процесса необходимо определить целевые значения рекуперации, горячих утилит (полезная нагрузка печей) и холодных утилит (воздушные и водяные холодильники). С помощью графика зависимости горячих и холодных утилит от минимального температурного напора в системе теплообмена определим $\Delta T_{\min}$ для исходного процесса (рисунок 9.10).

Минимальная разность температур исходного процесса составляет 99°C , при этом горячие утилиты составляют 50,5 МВт, а холодные утилиты – 45,0 МВт. На рисунке 9.11 показаны составные кривые для $\Delta T_{\min} = 99^{\circ}\text{C}$. Из рисунке 9.11 видно, что рекуперация тепловой энергии составляет 47,6 МВт.

This content is unavaible

This content is unavailable

Рисунок 9.10- Зависимость горячих и холодных утилит от минимального температурного напора для АВТ-3

This content is unavailable

Рисунок 9.11- Составные кривые для исходного процесса для установки АВТ-3 Атырауского НПЗ

Наименьшее расстояние между кривыми по оси ординат показывается областью Пинча. В нашем случае на действующей установке Пинч локализуется на температурах: $T_{гор}=257^{\circ}\text{C}$ и $T_{хол}=158^{\circ}\text{C}$. Разность температур в области пинча равна $\Delta T_{min} = 99^{\circ}\text{C}$.

Задаваясь значением коэффициентов теплоотдачи на теплообменном оборудовании, стоимостью энергии, стоимостью устанавливаемого нового

оборудования и стоимостью переобвязки существующих теплообменных аппаратов, определим оптимальное значение минимальной разности температур между теплоносителями в системе теплообмена установки. Все вычисления и построения зависимостей Составных кривых, стоимостных кривых и сеточных диаграмм выполнялись в программе «HILECT» [322,323].

В нашем случае экономическое оптимальное значение минимальной разности температур в системе рекуперативного теплообмена составляет 6°C . При увеличении $\Delta T_{\min}$, увеличивается удельное потребление энергии, но требуется меньшая площадь поверхности теплообмена, необходимая для проведения процесса. Для выбора варианта проекта реконструкции рассмотрим оптимальное $\Delta T_{\min}$ для системы теплообмена.

10 РАЗВИТИЕ МЕТОДОВ ОПРЕДЕЛЕНИЯ КАПИТАЛЬНЫХ ЗАТРАТ И ЦЕЛЕВЫХ ЗНАЧЕНИЙ ДЛЯ ОБЩЕЙ ПРИВЕДЕННОЙ СТОИМОСТИ ТЕПЛООБМЕННОЙ СИСТЕМЫ ХИМИКО-ТЕХНОЛОГИЧЕСКОГО ПРОЦЕССА ДО ПРОЕКТИРОВАНИЯ САМОЙ ТЕХНОЛОГИЧЕСКОЙ СХЕМЫ ПРОЕКТА РЕКУПЕРАТИВНОЙ СИСТЕМЫ

10.1 Первый вариант проекта реконструкции теплообменной системы АВТ-3

This content is unavailable

потребляемых утилит и целевое значение необходимой площади поверхности теплообмена. Для того чтобы синтезировать энергоэффективную систему теплообмена построим сеточную диаграмму технологических потоков с указанием локализации Пинча.

В то же время известно, что область Пинча делит систему технологических потоков рассматриваемого процесса на две энергетически независимые подсистемы, каждая из которых находится в тепловом равновесии с утилитами т.е. в тепловой сети с максимальной рекуперацией энергии для данного $\Delta T_{\min}$ и минимальным потреблением внешней энергии необходимо запретить передачу тепловой энергии через Пинч. Для этого, используем правила и методы Пинч Анализа [324].

Система теплообмена для проекта №1 включает в себя 13 рекуперативных теплообменных размещения, некоторые из которых могут включать несколько аппаратов. Количество и тип теплообменников будут определены при детальном проектировании схемы. В данном отчете приводятся оценочные характеристики теплообменных аппаратов (таблица 10.1).

Таблица 10.1- Оценочные характеристики рекуперативных теплообменников для проекта №1

This content is unavailable

This content is unavailable

Рисунок 10.2- Сеточная диаграмма проекта реконструкции №1.

На основании сеточной диаграммы рисунок 10.2 были построены принципиальные энерготехнологические участки схемы АВТ-3 рисунки 10.3-10.5.

На рисунках 10.3-10.5 буквой X обозначены холодильники без нумерации. Это холодильники, у которых тепловая нагрузка изменилась в результате проекта реконструкции.

Возможность использования существующих охладителей на данных позициях или установка новых теплообменных аппаратов будет определена при детальном проектировании. Те холодильники, тепловая нагрузка которых не изменилась, на новой схеме отображены согласно существующим регламентным данным.

This content is unavailable

This content is unavaible

Горячие утилиты являются полезной нагрузкой печей, а холодные утилиты – это нагрузка на систему охлаждения. Рекуперация показывает, какое количество тепла передается от горячих потоков к холодным.

Результаты реконструкции. Пинч Анализ установки АВТ-3 Атырауского НПЗ позволил определить текущее потребление тепловой энергии процессом от технологических печей, количество тепла, отводимое системой охлаждения, структуру системы рекуперативного теплообмена и выявить ее недостатки.

This content is unavailable

10.2 Второй вариант проекта реконструкции теплообменной системы АВТ-3

Согласно технического регламента был разработан альтернативный вариант реконструкции теплообменной системы, который подразумевает максимальное использование существующего теплообменного оборудования в предлагаемой технологической схеме. Данный вариант реконструкции также соответствует оптимальному значению $\Delta T_{\min} = 6^{\circ}\text{C}$, соответственно, составные кривые для проекта №2 будут полностью соответствовать рисунку 10.1. Соответственно целевые показатели для проекта реконструкции составят:

- 1) Рекуперация – 56,6 МВт;
- 2) Полезная нагрузка нагрева потоков – 41,9 МВт;
- 3) Полезная нагрузка охлаждения потоков – 37,0 МВт;
- 4) Горячая температура Пинча – 290°C ;

5) Холодная температура Пинча – 284 °С;

Для полученных целевых значений должна быть синтезирована система теплообмена установки АВТ-3, но в отличие от первого варианта, существующие теплообменные аппараты будут максимально использованы.

До выполнения проекта реконструкции теплообменной системы установки АВТ-3, с помощью методов Пинч Анализа, определены целевые значение мощности потребляемых утилит и целевое значение необходимой площади поверхности теплообмена. Для того чтобы синтезировать энергоэффективную систему теплообмена построим сеточную диаграмму технологических потоков с указанием локализации Пинча.

Система теплообмена для проекта №2 включает в себя 8 новых рекуперативных теплообменных аппарата и переобвязку 6 существующих теплообменников. Тип новых теплообменников будет определен при детальном проектировании схемы. В данном отчете приводятся оценочные характеристики теплообменных аппаратов (таблица 10.4). Помимо этого, из работы в резерв возможно вывести следующие холодильники: Х-5, ХВ-3, Х-3, Х-4, ХВ-8, Х-9, Х-7, Х-25.

Таблица 10.4- Оценочные характеристики рекуперативных теплообменников для проекта №2

This content is unavailable

This content is unavaible

Рисунок 10.6- Сеточная диаграмма проекта реконструкции №2

This content is unavaible

This content is unavailable

Рисунок 10.9- Реконструкция –проект №2. Колонны К-2 и К-5

Моделирование предлагаемой схемы реконструкции системы теплообмена для установки АВТ-3 было проведено с помощью программного комплекса HYSYS (приложение А).

Моделирование системы теплообмена показало работоспособность установки с предлагаемой системой теплообмена. Моделирование установки было проведено для летнего (обследованного) и зимнего режимов работы установки. Зимний и летний режим работы установки АВТ-3 отличается нагрузкой на систему охлаждения и мощностью рекуперации. Сравнительная характеристика энергетических значений режимов работы установки АВТ-3 приведены в таблице 10.5. Характеристики идентичны проекту №1.

Таблица 10.5- Сравнительная характеристика энергетических значений для различных режимов работы установки АВТ-3

This content is unavailable

Горячие утилиты являются полезной нагрузкой печей, а холодные утилиты – это нагрузка на систему охлаждения. Рекуперация показывает, какое количество тепла передается от горячих потоков к холодным. Полная

This content is unavaible

This content is unavaible

This content is unavaible

This content is unavaible

This content is unavaible

Результаты расчета. Возможности оптимизации потребления на установке ЭЛОУ-АВТ-3 «Атырауский НПЗ» значительные.

Экономия по горячим утилитам составляет значения 14%, экономия по холодным утилитам – от 19,5 до 26%

This content is unavailable

СПИСОК ИСПОЛЬЗОВАННЫХ ИСТОЧНИКОВ

- 1 Программа «Энергосбережение – 2020», утвержденная Постановлением Правительства Республики Казахстан от 29 августа 2013 г. - №904. - 35 с.
- 2 Intergovernmental Panel on Climate Change Revised 1996 IPCC Guidelines for National Greenhouse Gas Inventories Reporting Instructions, 1997.
- 3 Victorov V.K. Economic estimation of availability variants for heat exchange systems // Proceedings of International Conference “Mathematical Methods in Chemistry and Chemical Engineering”, MMCh – 10. – Tula, 1996. – P. 60.
- 4 Товажнянский Л.Л., Капустенко П.А., Ульев Л.М., Болдырев С.А. Определение энергосберегающего потенциала на действующих предприятиях производства жиров // Інтегровані технології та енергозбереження. 2007, № 2. С. 3–12.
- 5 Смит Р., Клемеш Й., Товажнянский Л.Л., Капустенко П.А., Ульев Л.М. Основы интеграции тепловых процессов.- Харьков: НТУ «ХПИ», 2000. – 457 с.
- 6 Гельманова З.С., Бирюков В.В. Эффективная модернизация промышленности Казахстана// Экономика и социум, 2013, №3. -10 с.
- 7 Турчеченов С.А. Национальный доклад по Республике Казахстан в сфере энерго-эффективности и энергосбережения для повышения синергетического эффекта национальных программ стран – членов СНГ и повышения их энергетической безопасности.- Астана, 2013г. -77 с.
- 8 Товажнянский Л.Л., Ульев Л.М. Актуальные проблемы энергосбережения в хозяйственном комплексе региона // Энергосбережение. Энергетика. Энергоаудит. -2005, № 5. - С. 15–27.
- 9 Товажнянский Л.Л., Ульев Л.М. Проблемы энергосбережения и пинч-анализ как метод их решения // Оборудование и инструмент для профессионалов. -2006, № 2. –С. 82–88.
- 10 Саркисов П.Д. Проблемы энерго- и ресурсосбережения в химической технологии, нефтехимии и биотехнологии// Хим. пром-сть. - 2000, №1. - С.20-27.
- 11 Hohmann E.C. Optimum Networks for Heat Exchange//PhD Thesis, University of Southern California. -Los Angeles, United States, 1971.
- 12 Linnhoff B., Flower J. R. Synthesis of Heat Exchanger Networks: I. Systematic generation of energy optimal networks// AIChE Journal.-1978.-Vol. 24 (4). -P. 633-642.
- 13 Umeda T., Itoh J., Shiroko K. Heat Exchange System Synthesis// Chemical Engineering Progress. -1978. -Vol. 74(7). –P. 70-76.
- 14 Umeda T., Harada T., Shiroko K. A. Thermodynamic Approach to the Synthesis of Heat Integration Systems in Chemical Processes// Computers and Chemical Engineering. – 1979. -Vol. 3.–P. 273-282.
- 15 Linnhoff B., Townsend D. W., Boland D., Hewitt G. F., Thomas B. E. A., Guy A. R., Marsland R. H. A User Guide to Process Integration for the Efficient

Use of Energy// IChemE, Rugby, UK.-1982.last edition 1994.

16 Linnhoff B., Mason D. R., Wardle I. Understanding Heat Exchanger Networks// Computers and Chemical Engineering. -1979. -Vol. 3 (1-4).-P. 295-302.

17 Linnhoff B., Hindmarsh E. The Pinch Design Method for Heat Exchanger Networks// Chemical Engineering Science. -1983. -Vol. 38(5). -P. 745-763.

18 Townsend D. W., Linnhoff B. Heat and power networks in process design. Part II: Design procedure for equipment selection and process matching// AIChE Journal. -1983. -Vol. 29 (5). -P. 748 - 771.

19 El-Halwagi M., Manousiouthakis V. Synthesis of Mass Exchange Networks// AIChE Journal. -1989. -Vol. 35 (8). -P 1233-1244.

20 Wang Y.P., Smith R. Wastewater minimization// Chemical Engineering Science. -1994. -Vol. 49(7). -P. 981-1006.

21 Alves J. Analysis and design of refinery hydrogen distribution systems// PhD Thesis, UMIST. - Manchester, United Kingdom, 1999.

22 Hallale N., Liu F. Refinery hydrogen management for clean fuels production// Advances in Environmental Research. -2001. -Vol. 6 (1). -P. 81-98.

23 Zhelev T., Ntlhakana L. Energy-environment closed loop through oxygen pinch// Computers & Chemical Engineering. -1999. -Vol. 23(Supplement) - P.79-83.

24 Zhelev T. K., Bhaw N. Combined water-oxygen pinch analysis for better wastewater treatment management// Waste Management. -2000. -Vol. 20(8).-P. 665-670.

25 Dhole V.R., Linnhoff B. Total site targets for fuel, co-generation, emissions and cooling// Computers & Chemical Engineering. -1993. -Vol. 17 (Supplement).-P. 101-109.

26 Raissi K. Total Site Integration//PhD Thesis, UMIST.-UK, 1994.

27 Klemes J, Dhole V. R., Raissi K., Perry S. J., Puigjaner L. Targeting and Design Methodology for Reduction of Fuel, Power and CO₂ on Total Sites// Applied Thermal Engineering. -1997. -Vol. 17 (8/10). -P. 993-1003.

28 Mavromatis S. P., Kokossis A.C. Conceptual Optimisation of Utility Networks for Operational variations - I. Targets and Level Optimisation//Chemical Engineering Science. -1998. -Vol. 53(8). -P. 1585-1608.

29 Varbanov P. S., Doyle S., Smith R. Modelling and Optimisation of Utility Systems// Trans IChemE - Chem Eng Res Des. -2004. -Vol. 82(A5). -P. 561-578.

30 Varbanov P., Klemes J. Total Sites Integrating Renewables with Extended Heat Transfer and Recovery//Heat Transfer Engineering. -2010. -Vol. 31(9).-P. 733 - 741.

31 Linnhoff B., Akinradewo C. G. Automated Interface between Simulation and Integration, CHISA 1998 // 1st Conference PRES.-1998. -Vol. A3.0. -P. 818.

32 Gundersen T. Recent trends in Process Integration, Methods, Software and Applications, CHISA'98 // 1st Conference PRES'98.-Prague, 1998.-Vol. F1.1. - P. 1302.

- 33 Bochenek R., Jezowski J., Jezowska A. Retrofitting Flexible Heat Exchanger Networks - Optimization vs. Sensitivity Tables Method, CHISA'98 // 1st Conference PRES'98. – Prague, 1998. -Vol. F1.4. –P. 985.
- 34 Zhu X. X., Zafir M., Klemes J. Heat Transfer Enhancement for Heat Exchanger Network Retrofit// Heat Transfer Engineering. -2000. -Vol. 21 (2). –P. 7-18.
- 35 Hassan M., Klemes J., Plesu V. Process Integration Analysis & Retrofit Suggestions for A FCC Plant// Integriruvannye Tehnologii i Energoberegenie (Integrated Technologies and Energy Saving). -1999. -Vol. 2. –P. 10 – 30. ISBN-5-7763-2106-9 (in Russian).
- 36 Kalitvenchef B., Dumont M.-N., Marechal F. Process Integration Techniques in the Development of New Energy Technologies: Application to Isothermal Gas Turbine CHISA'98 // 1st Conference PRES'98.–Prague, 1998. -Vol. F3.1. –P. 447.
- 37 Plesu V., Klemes J., Georgescu M. Applications of Process Integration in Romanian Oil Refining and Petrochemical Industry, CHISA'98 // 1st Conference PRES'98.-Prague, 1998. Vol.F6.7. -P. 1130.
- 38 Klemes J., Kimenov G., Nenov N. Application of pinch-technology in food industry. CHISA'98 // 1st Conference PRES'98.-Prague, 1998. Vol.F6.6. –P. 136.
- 39 Klemes J., Nenov N., Kimenov G., Mintchev M. Heat Integration in Food Industry// Integriruvannye Tehnologii i Energoberegenie (Integrated Technologies and Energy Saving). -1999. -Vol. 9. –P. 26. ISBN-5-7763-2106-9 (in Russian).
- 40 Burianec Z., Mank K., Klemes J. HENCOCODES- An Expert System for Designing the Control of Heat-Exchangers Networks//Magyar Kemikusok Lapja. - 1999. -Vol. 54(1). –P. 22-29.(in Hungarian).
- 41 Smith R. State of the art in process integration// PRES'99 Proceedings, ed. F. Friedler and J. Klemes. Hungarian Chemical Society. - Budapest, 1999. –P. 15-21.
- 42 Zhu X. X., Vaideeswaran L. Recent research development of process integration in analysis and optimisation of energy system// PRES'99 Proceedings, ed. F. Friedler and J Klemes, Hungarian Chemical Society.-Budapest, 1999. –P. 87-94.
- 43 Varbanov P., Perry S., Makwana Y., Zhu X. X., Smith R. Top-Level Analysis of Site Utility Systems//Trans IChemE, Chem Eng Res Des. -2004. -Vol. 82(A6). –P. 784-795.
- 44 Fraser D. M., Hallale N. Systematic effluent reduction through pinch technology// PRES'99 Proceedings, ed. F. Friedler and J. Klemes, Hungarian Chemical Society. - Budapest, 1999. –P. 281-286.
- 45 Hashemi-Ahmady A., Zamora J. M., Gundersen T. A sequential framework for optimal synthesis of industrial size heat exchanger networks// PRES'99 Proceedings, ed. F. Friedler and J. Klemes, Hungarian Chemical Society.- Budapest, 1999. –P. 329-334.
- 46 Zhelev T., Bhaw N. Combined water-oxygen pinch analysis for better wastewater treatment management// PRES'99 Proceedings, ed. F. Friedler and J.

Klemes, Hungarian Chemical Society. - Budapest, 1999. –P. 731-736.

47 Klemes J., Urbaniec K., Zalewski P. Retrofit design for polish sugar factories using process integration methods// PRES'99 Proceedings, ed. F. Friedler and J. Klemes, Hungarian Chemical Society.-Budapest, 1999. –P. 377-382.

48 Aaltola J. Use of process heat of a paper integrate in the district heating systems of two cities// PRES'99 Proceedings, ed. F. Friedler and J. Klemes, Hungarian Chemical Society.-Budapest, 1999. –P. 95-100.

49 Assadi M., Johansson K. B. Applying pinch method and exergy analysis to BIO-IGHAT power plant// PRES'99 Proceedings, ed. F. Friedler and J. Klemes, Hungarian Chemical Society. Budapest, 1999. –P. 139-144.

50 Dogru E., Ozkan S., Bolat E. A heat exchanger networks design for an ammonium plant: A supertarget application// PRES'99 Proceedings, ed. F. Friedler and J. Klemes, Hungarian Chemical Society. - Budapest, 1999. –P. 245-249.

51 SuperTarget// Linnhoff-March Ltd, Knutsford, UK.-1997.-Vol. 4.0.

52 Galli M. R., Cerda J. Synthesis of heat exchanger networks featuring a minimum number of bounded-size shell// PRES'99 Proceedings, ed. F. Friedler and J. Klemes, Hungarian Chemical Society. - Budapest, 1999. –P. 293-298.

53 Родера Н., Bagajewicz M. Multipurpose heat exchanger networks for heat integration across plants// PRES'99 Proceedings, ed. F. Friedler and J. Klemes Hungarian Chemical Society. - Budapest, 1999. –P.547-552.

54 Papoulias S. A., Grossmann I. E., A structural optimization approach in process synthesis//II: Heat recovery networks, Computers Chemical Engineering. - 1983. -Vol. 7 (6). –P. 707-721.

55 Gottschalk A., Janowsky R., Nemecek M. Application of HEATPERT for the energy integration of industrial chemical processes// PRES'99 Proceedings,ed. Ferenc Friedler and Jiri Klemes., Hungarian Chemical Society. - Budapest, 1999. –P. 305-310.

56 Markowski M. Reconstruction of heat exchanger network under industrial constraints - the case of a crude distillation unit// PRES'99 Proceedings, ed. F. Friedler and J. Klemes, Hungarian Chemical Society. - Budapest, 1999. –P. 439-444.

57 Seikova I., Varbanov P., Ivanova E. Debottlenecking of a heat-integrated crude-oil distillation system// PRES'99 Proceedings, ed. F. Friedler and J Klemes Hungarian Chemical Society. - Budapest, 1999. –P. 583-588.

58 Asante N. D. K., Zhu X. X. An automated approach for heat exchanger network retrofit featuring minimal topology modifications//Computers and Chemical Engineering. -1996. -Vol. 20(Supplement). –P. 7-12.

59 Varbanov P. S., Klemes J. Rules for paths construction for HENs debottlenecking// PRES'99 Proceedings, ed. F. Friedler and J Klemes, Hungarian Chemical Society. - Budapest, 1999. –P. 685-690.

60 Varbanov P. S., Klemes J. Rules for paths construction for HENs debottlenecking// Applied Thermal Engineering. -2000. -Vol. 20(15-16). –P. 1409-1420.

61 Tovazhyansky L. L., Kapustenko P. A., Uliev L. M, Perevertilenko

A.Yu., Chernyshov A. I. Application of process integration for energy saving and pollution reduction in Ukraine// PRES'99 Proceedings, ed. F. Friedler and J. Klemes, Hungarian Chemical Society. - Budapest, 1999. -P. 659-664.

62 Kalitvenceff B., Marechal F., Closon H. Better solutions for process sustainability through better insight in process energy integration// In CHISA 2000 Proceedings, Set 4, PRES 2000.-Prague, 2000. Vol.1.1. -P. 1240.

63 Kalitvenceff B., Marechal F., Closon H. Better solutions for process sustainability through better insight in process energy integration// Applied Thermal Engineering. -2001. -Vol. 21 (13-14). -P. 1349-1368.

64 Al-Riyami B. A., Klemes J., Perry S. Heat integration retrofit analysis of a heat exchanger network of a fluid catalytic cracking plant// CHISA 2000 Proceedings, Set 4, PRES 2000, Czech Republic, - Prague, 2000. - Vol. 7.60. -P. 1147.

65 Al-Riyami B. A., Klemes J., Perry S. Heat integration retrofit analysis of a heat exchanger network of a fluid catalytic cracking plant// Applied Thermal Engineering. -2001. -Vol. 21. -P. 1449-1487.

66 Grabowski M., Klemes J., Urbaniec K., Vaccari G., Zhu X.X. Minimum energy consumption in sugar production by cooling crystallisation of concentrated raw juice// Applied Thermal Engineering. -2001. -Vol. 21.-P.1319-1329.

67 Sadhukhan J., Zhu X. X. Integration strategy of gasification technology: A gateway to future refining// AIDIC, PRES' 01, ed. J. Klemes, - Florence, 2001. - P.31-36.

68 Bebar L., Martinak P., Hajek J., Stehlik P., Hajny Z., Oral J. Waste to energy in the field of thermal processing of waste// Applied Thermal Engineering. - 2002. -Vol. 22. -P. 897-906.

69 Cheung K-Y., Hui C-W. Total-site maintenance scheduling//In the proceedings of 4th Conference on Process Integration, Modeling, and Optimisation for Energy Saving and Pollution Reduction, PRES' 01.-Florence, 2001. -P.355-363.

70 Smith R., Process integration for reduced environmental impact// In CHISA 2002 Proceedings, Set 4, PRES 2002. Czech Republic. - Prague, 2002.Vol.2.1.

71 Родера Н., Westphalen D. L., Shethna H. K. A methodology for improving heat exchanger network operation// Applied Thermal Engineering. -2003. -Vol. 23. -P. 1729-1741.

72 Marechal F., Kalitvenceff B. Targeting the integration of multi-period utility systems for site scale process integration// CHISA 2002 Proc, 4, PRES 2002. - 2002.Vol.5.1. -P. 52-65.

73 Marechal F., Kalitvenceff B., Targeting the integration of multi-period utility systems for site scale process integration// Applied Thermal Engineering. - 2003. -Vol. 23. -P. 1763-1784.

74 Vaclavek V., Novotna A., Dedkova J. Pressure as a further parameter of composite curves in energy process integration// Applied Thermal Engineering. - 2003. -Vol. 23. -P. 1785-1795.

75 Taal M., Bulatov M., Klemes J., Stehlik P. Cost estimation and energy

price forecasts for economic evaluation of retrofit projects// Applied Thermal Engineering. -2003. -Vol. 23. –P. 1819-1835.

76 Sorin M., Hammache A. A new thermodynamic model for shaftwork targeting on total sites. Canada, Hamilton. CSCHE 2003 with PRES' 03, 2003. – 345p.

77 Teopa Calva E., Picon-Nunez M., Rodriguez-Toral M. A. Thermal integration of trigeneration systems// Applied Thermal Engineering. -2005. -Vol. 25(7). –P. 973-984.

78 Lavric V., Baetens D., Plesu V., De Ruyck J. Entropy generation reduction through chemical pinch analysis// Applied Thermal Engineering. -2003. - Vol. 23. -P 1837-1845.

79 Lavric V., Plegu V., De Ruyck J. Chemical reactors energy integration through virtual heat exchangers - benefits and drawbacks// Applied Thermal Engineering. -2005. -Vol. 25(7). –P. 1033-1044.

80 Brown D., Marechal F., Paris J. Cogeneration system design methodology in pulp and paper process. Canada, Hamilton. CSCHE 2003 with PRES' 03, 2003. -343p.

81 Brown D., Marechal F., Paris J. A dual representation for targeting process retrofit, application to a pulp and paper process// Applied Thermal Engineering. -2005. -Vol. 25(7). –P. 1067-1082.

82 Foo D. C. Y., Manan Z. A., Tan L. Y. Synthesis of maximum water recovery network for batch process systems. Canada, Hamilton. In CSCHE 2003/PRES'03, 2003. -81p.

83 Foo D. C. Y., Manan Z. A., Tan Y. L. Synthesis of maximum water recovery network for batch process systems// Journal of Cleaner Production. -2005. - Vol. 13 (5). –P. 1381-1994.

84 Majozi T. An effective technique for wastewater minimisation in batch processes// Journal of Cleaner Production. -2005. -Vol. 13. –P. 1374-1380.

85 Zhelev T. K. On the integrated management of industrial resources incorporating finances. Sustainable systems theory: ecological and other aspects// Journal of Cleaner Production. -2005. -Vol. 13. –P. 469-474.

86 Kaggerud K. H., Bolland O., Gundersen T. Chemical and process integration: synergies in co-production of power and chemicals from natural gas with CO₂ capture// Applied Thermal Engineering. -2006. -Vol. 26(13). –P. 1345-1352.

87 Anantharaman R., Abbas Own S., Gundersen T. Energy level composite curves - a new graphical methodology for the integration of energy intensive processes// Applied Thermal Engineering. -2006. -Vol. 26. –P. 1378-1384.

88 Cziner K., Tuomaala M., Hurme M. Multicriteria decisions making in Process Integration// Journal of Cleaner Production. -2005. -Vol. 13. –P. 475-483.

89 Markowski M., Trafczynski M., Urbaniec K. Energy expenditure in the thermal separation of hydrocarbon mixtures using a sequence of heat-integrated distillation columns// Applied Thermal Engineering. -2007. -Vol. 27. –P. 1198-1204.

90 Moodley A., Majozi T. Development of a unified mass and heat integration framework for sustainable design - An automated approach// Chemical

Engineering Transactions. -2005. -Vol. 7. -P. 465-470.

91 Hurme M., Tuomaala M., Ahtila P. Process efficiency by comprehensive process integration// Chemical Engineering Transactions. -2005. -Vol. 7. -P. 447-452.

92 Mascia M., Ferrara F., Vacca A., Tola G., Errico M. Design of heat integrated distillation systems for a light ends separation plan// Applied Thermal Engineering. -2007. -Vol. 27. -P. 1205-1211.

93 Picon-Nunez M., Morales-Fuentes A., Vazquez-Ramirez E.E. Effect of network arrangement on the heat transfer area of cooling networks// Applied Thermal Engineering. -2007. -Vol. 27. -P. 2650-2656.

94 Aspelund A., Berstad D.O., Gundersen T. An extended pinch analysis and design procedure utilizing pressure based exergy for subambient cooling// Applied Thermal Engineering. -2007. -Vol. 27. -P. 2633-2649.

95 Panjeshahi M. H., Tahouni N. Pressure drop optimisation in debottlenecking of heat exchanger networks// Energy. -2008. -Vol. 33. -P. 942-951.

96 Lior N. Brief summary of the ECOS '05 Panel on "Future Power Generation"// Energy. -2007. -Vol. 32. -P. 254-260.

97 Foo D. C. Y., Tan R. R., Ng D. K. S. Target for minimum low and zero-carbon energy resources in carbon-constrained energy sector planning using cascade analysis // Chemical Engineering Transactions. -2007. -Vol. 12. -P. 139-144.

98 Foo D. C. Y., Tan R. R., Ng D. K. S., Carbon and footprint-constrained energy planning using cascade analysis technique// Energy. -2008. -Vol. 33. -P. 1480-1488.

99 Cirilly D., Zhelev T. Current Trends in emissions targeting and planning—an application of CO₂ emissions pinch analysis to the Irish electricity generation sector// Chemical Engineering Transactions. -2007. -Vol. 12. -P. 91-97.

100 Cirilly D., Zhelev T. Current trends in emissions targeting and planning—an application of CO₂ emissions pinch analysis to the Irish electricity generation sector// Energy. -2008. -Vol. 33. -P. 1498-1507.

101 Amann J. M., Kanniche M., Bouallou C. Natural gas combined cycle power plant modified into an O₂/CO₂ cycle for CO₂ capture // Energy Conversion and Management. -2009. -Vol. 50(3). -P. 510-521.

102 Perry S., Klemes J., Bulatov I. Integrating waste and renewable energy to reduce the carbon footprint of locally integrated energy sectors// Chemical Engineering Transactions. -2007. -Vol. 12. -P. 593-598.

103 Perry S., Klemes J., Bulatov I. Integrating waste and renewable energy to reduce the CFP of locally integrated energy sectors// Energy. -2008. -Vol. 33. -P. 1489-1497.

104 Liebmann B., Pfeffer M., Wukovits W., Bauer A., Amon T., Gwehenberger G., Narodoslawsky M., Friedl A. Modelling of small-scale bioethanol plants with renewable energy supply// Chemical Engineering Transactions. -2007. -Vol. 12. -P. 309-314.

105 Foo D. C. Y., Chew Y. H., Lee C. T. Minimum units targeting and network evolution for batch heat exchanger network// Applied Thermal Engineering.-

2008. Vol.28(16). –P. 2089-2099.

106 Klemes J., Varbanov P. Total Sites Integrating Renewables with Extended Heat Transfer and Recovery//Heat Transfer Engineering. -2010. -Vol. 31(9). –P. 733 - 741

107 Sikdar S. K. Chemical process sustainability and applicable metrics// In CHISA 2008 Proceedings, Summaries 4, PRES 2008, -Prague,CSCHI, 2008.-P.1117-1118.

108 Morrison A. S., Atkins M. R., Walmsley M. R. W. Integration of solar thermal for improved energy efficiency in low-temperature-pinch industrial processes//CHISA 2008 Proceedings, Summaries 4, PRES 2008, CSCHI. -2008.–P.1097-1098.

109 Lam H. L., Klemes J., Varbanov P. An efficient planning and implementation of regional renewable energy supply chain// CHISA 2008 Proceedings, Summaries 4, PRES 2008,CSCHI. -2008. -Vol. K2.2. –P. 1218-1219.

110 Lam H. L., Varbanov P., Klemes J. Regional Resource Management Composite Curve//Chemical Engineering Transactions. -2009. -Vol. 18. –P. 303-308.

111 Desai N. B., BandyopadhyayS. Process integration of organic Rankine cycle// In CHISA 2008 Proceedings, Summaries 4, PRES 2008, CSCHI. -2008. –P. 1244-1245.

112 Ghajar A., Tang C. C. Importance of Non-Boiling Two-Phase Flow Heat Transfer in Pipes for Industrial Applications// In CHISA 2008 Proceedings, Summaries 4, PRES 2008,CSCHI.-Prague, 2008.–P.1255-1256.

113 Gundersen T., Olsson Berstad D., Aspelund A. Extending Pinch Analysis and Process Integration into Pressure and Fluid Phase Considerations// Chemical Engineering Transactions. -2009. -Vol. 18. –P. 33-39.

114 Bulatov I., Klemes J., Perry S. A New Emerging Energy Technology - PELAMIS - Demonstration of the Assessment by EMINENT Tool// Chemical Engineering Transactions. -2009. Vol.18. –P. 105-110.

115 Klemes J., Bulatov I, Koppejan J. Novel energy saving technologies evaluation tool//Computers & Chemical Engineering. -2009. -Vol. 33(3). –P. 751-758.

116 Harkin T., Hoadley A., Hooper B. Reducing the energy penalty of CO₂ capture and compression using pinch analysis// Chemical Engineering Transactions. -2009. -Vol. 18. –P. 255-260.

117 Lam H. L., Varbanov P., Klemes J. Minimising carbon footprint of regional biomass supply chains// Resources, Conservation and Recycling. -2010. -Vol. 54(5). –P. 303-309.

118 Al-Mutairi E., El-Halwagi M. Incorporation of Scheduling Considerations in Retrofitting Design of Heat Exchange Networks// Chemical Engineering Transactions. -2009. -Vol. 18. –P. 415-420.

119 Polley G., Picon-Nunez M., Davados L. C. Design of Water and Heat Recovery Networks for the Simultaneous Minimisation of Water and Energy Consumption// Chemical Engineering Transactions. -2009. -Vol. 18. –P. 899-904.

120 Sikos L., Klemes J., Varbanov P., Lam H.L. The Role of Structured

Multimedia in Improving the Teaching Impact in Process Integration// Chemical Engineering Transactions. -2009. -Vol. 18. –P. 767-772.

121 Tan R. R., Foo D. C. Y. Recent Trends in Pinch Analysis For Carbon Emissions and Energy Footprint Problems// Chemical Engineering Transactions. - 2009. -Vol. 18. –P. 249-254.

122 Tjan W., Tan R. R., Foo D. C. Y. A graphical representation of carbon footprint reduction for chemical processes// Journal of Cleaner Production.-2010. doi:10.1016/j.jclepro.2009.12.002 .

123 Klemes J., Lam H. L., Foo D. C. Y. Water Recycling and recovery in food and drink industry// In: K Waldron, G.K.Moates, C.B.Faulds, Total food, sustainability of the Agri-Food Chain, Royal Society of Chemistry, Cambridge. – 2010. –P. 186-195.

124 De Benedetto L., Klemes J. The Environmental Performance Strategy Map: an Integrated LCA approach to support the Strategic Decision Making Process// Journal of Cleaner Production. -2009. -Vol. 17(10). –P. 900-906.

125 De Benedetto L., Klemes J. The Environmental Bill of Materials and Technology Routing: an integrated LCA approach// Clean Technology and Environmental Policy. -2009. -Vol. 12(2). –P. 191-196.

126 Bandyopadhyay S., Varghese J., Bansal V. Targeting for cogeneration potential through total site integration// Applied Thermal Engineering. -2010. -Vol. 30 (1). –P. 6-14.

127 Chew I. M. L., Tan R. R., Foo D. C. Y, Chiu A. S. F. Game theory approach to the analysis of inter-plant water integration in an eco-industrial park// Journal of Cleaner Production. -2009. -Vol. 17(18). –P. 1611-1619.

128 Wising U., Berntsson T., Stuart P. The potential for energy savings when reducing the water consumption in a Kraft pulp mill// Applied Thermal Engineering. -2005. -Vol. 25. –P. 1057-1066.

129 Larsson M., WangCh., DahlJ. Development of a method for analysing energy, environmental and economic efficiency for an integrated steel plant// Applied Thermal Engineering. -2006. -Vol. 26. –P. 1353-1361.

130 Vaccari G., Tamburini E., Sgualdino G., Urbaniec K., Klemes J. Overview of the environmental problems in beet sugar processing: possible solutions// Journal of Cleaner Production. -2005. -Vol. 13(5). –P. 499-507.

131 Kapustenko P. O., Ulyev L. M., Boldyryev S. A., Garev A. O. Integration of a heat pump into the heat supply system of a cheese production plant// Energy. -2008. -Vol. 33(6). –P. 882-889.

132 Axelsson E., Marcus R., Olsson M. R., Berntsson T. Opportunities for process integrated evaporation in a hardwood pulp mill and comparison with a softwood model mill study// Applied Thermal Engineering. -2008. -Vol. 28(16). –P. 2100-2107.

133 Savulescu L. E., Alva-Argaez A. Direct heat transfer considerations for improving energy efficiency in pulp and paper Kraft mills, Energy. -2008. -Vol. 33(10), -P. 1562-1571.

134 Levasseur Z. P., Palese V., Marechal F. Energy integration study of a

multi-effect evaporator//CHISA 2008 Proc, Summaries 4, PRES2008, CSCHI. -2008. -P. 1184-1185.

135 Morrison A. S., Atkins M. J., Walmsley M. R. W., Riley J. Non-continuous pinch analysis of a paper machine in an integrated kraft pulp & paper mill//CHISA 2008 Proceedings, Summaries 4, PRES 2008, CSCHI. -2008. -P. 1194-1195.

136 Hirata K., Chan P., Cheung K.-Y., Sakamoto H., Ide K., HuiCh.-W. Site-model utility system optimisation - industrial case study of KKEPC// Applied Thermal Engineering. -2007. -Vol. 27. -P. 2687-2692.

137 Nordgren S., Lindblom B., Dahl J., Wang C. Process integration in an iron ore upgrading process system - analysis of mass and energy flows within a straight grate induration furnace// CHISA 2008 Proc, 4, PRES 2008, CSCH. -2008.-P.1172-1173.

138 Matsuda K., Kawazuishi K., Hirochi Y., Kansha Y., Fushimi C., Shikatani Y., Kunikiyo H., Sato R., Tsutsumi A. Advanced Energy Saving in Reaction Section of Hydro- Desulfurization Process with Self-Heat Recuperation// Chemical Engineering Transactions. -2009. -Vol. 18. -P. 45-50.

139 Tovazhnyansky L., Kapustenko P., Ulyev L., Boldyryev S. Synthesis of Energy Saving Integrated Flowsheet for Sodium Hypophosphite Production// Chemical Engineering Transactions. -2009. -Vol. 18. -P. 93-98.

140 Promvitak P., Siemanond K., Bunluesriruang S., Raghareutai V. Retrofit Design of Heat Exchanger Networks of Crude Distillation Unit// Chemical Engineering Transactions. -2009. -Vol. 18. -P. 99-104.

141 Varbanov P., Friedler F. Boosting Energy Conversion Efficiency Using Fuel Cells. SOFC-ST CHP Conversion - Assessment Using the Eminent tool// Chemical Engineering Transactions. -2009. -Vol. 18. -P. 117-122.

142 Parisutkul S., Siemanond K., Bunluesriruang S., Raghareutai V. Grassroots Design of Heat Exchanger Networks of Crude Distillation Units// Chemical Engineering Transactions. -2009. -Vol. 18. -P. 219-224.

143 Atkins M., Walmsley M., Morrison A., Kamp P. Carbon Emissions Pinch Analysis (CEPA) for emissions reduction in the New Zealand electricity sector// Chemical Engineering Transactions. -2009. -Vol. 18. -P. 261-266.

144 Markowski M., Urbaniec K., Budek A., Wukovits W., Friedl A., Ljunggren M., Zacchi G. Heat Integration of a Hydrogen Plant Connected with Sugar Factory// Chemical Engineering Transactions. -2009. -P. 18. -P. 351-356.

145 Varga Z., Kubovics Stocz K., Rabi I., Lorinczova M., Polakovicova M. Improve of Energy Efficiency a Tool for Reduction of CO2 Emission// Chemical Engineering Transactions. -2009. -Vol. 18. -P. 463-468.

146 Pavlas M., Stehlik P., Oral J., Klemes J., Kim J.-K., Firth B. Heat Integrated Heat Pumping for Biomass Gasification Processing// Applied Thermal Engineering. -2010. -Vol. 30(1). -P.30-35.

147 Nagy A. B., Adonyi R., Halasz L., Friedler F., Fan L.T. Integrated Synthesis of Process and Heat Exchanger Networks: Algorithmic Approach// Applied Thermal Engineering. -2001. -Vol. 21 (13-14). -P. 1407-1427.

- 148 Friedler F., Tarjan K., Huang Y. W., Fan L. T. Graph-theoretic approach to process synthesis: axioms and theorems// Chemical Engineering Science. -1992. - Vol. 47 (8). –P. 1973-1988.
- 149 Adonyi R., Romero J., Puigjaner L., Friedler F. Incorporating heat integration in batch process scheduling// Applied Thermal Engineering. -2003. -Vol. 23. –P. 1743-1762.
- 150 Adonyi R., Biros G., Holczinger T., Friedler F. Effective scheduling of a large-scale paint production system// Journal of Cleaner Production. -2008. -Vol. 16 (2). –P. 225-232.
- 151 Romero J., Puigjaner L., Holczinger T., Friedler F. Scheduling Intermediate Storage Multipurpose Batch Plants Using the S-Graph// AIChE Journal.-2004. Vol.50(2). –P. 403-417.
- 152 Siirola J. J. The Computer-Aided Synthesis of Chemical Process Designs// PhD thesis, USA, University of Wisconsin, 1970.
- 153 Friedler F., Fan L. T. Process design and operation: decomposition vs. integration// PRES'03 & CSChE'03, Hamilton, Ontario, Canada.-2003.
- 154 Friedler F., Tarjan K., Huang Y. W., Fan L. T., Graph-Theoretic Approach to Process Synthesis: Polynomial Algorithm for Maximal Structure Generation// Computers and Chemical Engineering. -1993. -Vol. 17 (9). –P. 929-942.
- 155 Friedler F., Varga J. B., Fan L. T. Decision-Mapping: A Tool for Consistent and Complete Decisions in Process Synthesis// Chemical Engineering Science. -1995. -Vol. 50 (11). –P. 1755-1768.
- 156 Reay D. The role of process intensification in cutting greenhouse gas emissions// Applied Thermal Engineering. -2008. -Vol. 28(16). –P. 2011-2019.
- 157 Sanmarti E., Friedler F., Puigjaner L. Heat Integration in Chemical Multipurpose Batch Plants Using Schedule-Graph Representation// CHISA '98/1st PRES'98. - Prague, 1998. Lecture F2.1.
- 158 Sanmarti E., Holczinger T., Puigjaner L., Friedler F. Combinatorial Framework for Effective Scheduling of Multipurpose Batch Plants// AIChE Journal. - 2002. -Vol. 48(11). –P. 2557-2570.
- 159 Chen C. L., Tang J. W., Ciou Y. J., Chang C. Y. Synthesis of water-using network with central reusable storage in batch processes//Chemical Engineering Transactions. -2007. -Vol. 12. –P. 409-414.
- 160 Chen C. L., Lee J. Y., Ng D. K. S., Foo D. C. Y. Synthesis of the property-based water- using networks in batch process industries//Chemical Engineering Transactions. -2009. -Vol. 18. –P. 695-700.
- 161 Edreder E., Mujtaba I. M., Emtir M. Profitability analysis for batch reactive distillation process based on fixed product demand//Chemical Engineering Transactions. -2009. -Vol. 18. –P. 701-706.
- 162 Tantimuratha L., Antonopoulos D. K., Kokossis A. C. Flexibility targets for HENs: Conceptual programming approach for grassroots and retrofit design// PRES'99 Proc, ed. F. Friedler and J. Klemes, Hungarian Chemical Society.- Budapest, 1999. –P. 643-648.
- 163 Nagy A. B., Biros G., Friedler F., Fan L. T. Integrated Synthesis of

Combined Process and HENs// CHISA 2000, 4, PRES 2000.-Prague, 2000. -Vol. 7.71. –P.1204.

164 Halasz L., Nagy A. B., Ivicz T., Friedler F., Fan L. T. Optimal retrofit design and operation of the steam-supply system of a chemical complex// 4th Conference, PRES'01, ed. J. Klemes, AIDIC. -Florence, 2001. –P. 331-336.

165 Halasz L., Nagy A. B., Ivicz T., Friedler F., Fan L. T. Optimal retrofit design and operation of the steam-supply system of a chemical complex// Applied Thermal Engineering. -2002. -Vol. 22. –P. 939-947.

166 Varbanov P., Perry S., Klemes J., Smith R. Synthesis of industrial utility systems: cost- effective decarbonisation// Applied Thermal Engineering. -2005. -Vol. 25 (7). –P. 985-1001.

167 Ravagnani M. A. S. S., Silva A. P., Arroyo P. A., Constantino A. A., Heat exchanger network synthesis and optimisation using genetic algorithm// Applied Thermal Engineering. -2005. -Vol. 25(7). –P. 1003-1017.

168 Markowski M., Urbaniec K. Optimal cleaning schedule for heat exchangers in a HEN// CSChE 2003 with PRES' 03, Canada.-Hamilton,2003. –P. 88.

169 Markowski M., Urbaniec K. Optimal cleaning schedule for heat exchangers in a heat exchanger network// Applied Thermal Engineering. -2005. -Vol. 25 (7). –P. 1019-1032.

170 Ullmer C., Kunde N., Lassahn A., Gruhn G., Schultz K. WADO TM: Water design optimisation - software for the synthesis of process water systems// Journal of Cleaner Production. -2005. -Vol. 13. –P. 485-494.

171 Hugo A., Rutter P., Georgiadis M.C., Pistikopoulos E. N. A multi-objective optimisation model for strategic hydrogen infrastructure planning// Chemical Engineering Transactions. -2005. -Vol. 7. –P. 1-6.

172 Ponton J. W. Web based distance learning for CPD//Chemical Engineering Transactions. -2005. -Vol. 7. –P. 405-411.

173 Drahos J., Ruzicka M. C. Time Series Analysis in Characterization of Process Data// Chemical Engineering Transactions. -2005. -Vol. 7, -P. 607-613.

174 Pistikopoulos S. Parametric programming and control// In CHISA 2006 Proceedings, Summaries 4, PRES 2006, CSCHI. -Prague, 2006. –P. 1060.

175 Friedler F., Varbanov P. P-graph methodology for cost-effective reduction of carbon emissions involving fuel cell combined cycles// Chemical Engineering Transactions. -2007. -Vol. 12. –P. 133-138.

176 Tan R. R. An adaptive swarm-based simulated annealing algorithm for process optimization// CHISA 2008 Proceedings, Sum 4, PRES 2008 ,CSCHI. -2008. –P. 1257-1258.

177 Ahmad M. I., Chen L., Jobson M., Zhang N. Synthesis and optimisation of heat exchanger networks for multi-period operation by simulated annealing// CHISA 2008 proceedings, Summaries 4, PRES 2008 ,CSCHI. -2008. Vol.2.2. –P. 1511.

178 Sikos L., Klemes J. Optimisation of Heat Exchanger Networks Maintenance//Chemical Engineering Transactions. -2009. -Vol. 18. –P. 803-808.

179 Sikos L., Klemes J. Reliability, availability and maintenance

optimisation of heat exchanger networks//Applied Thermal Engineering. -2010. -Vol. 30 (1). –P. 63-69.

180 Kim J-K. Process Integration and Conceptual Design with Process Simulators// Chemical Engineering Transactions. -2009. -Vol. 18.–P. 833-838.

181 Tous M., Bebar L., Houdkova L., Pavlas M., Steh HkP. Waste-to-Energy (W2E) Software - A Support Tool for Decision Making Process// Chemical Engineering Transactions. -2009. -Vol. 18. –P. 971-976.

182 Meszaros A., Cirka L. Control Analysis for Processes with Internal Recycle// Chemical Engineering Transactions. -2009. -Vol. 18. –P. 731-736.

183 Friedler F., Varbanov P., Klemes J. Advanced HENs Design for Multi-Period Operation using P-graph//Chemical Engineering Transactions. -2009. Vol 18.–P. 457-462.

184 Dovi V. G., Friedler F., Huisingh D., Klemes J. Cleaner energy for sustainable future//Journal of Cleaner Production. -2009. -Vol. 17 (10). –P. 889-895.

185 SHELL, Real Energy Worlds, www.realenergy.shell.co.uk/lang=en_GB&page=homeFlash&access=false&site_version=flash#> (31/12/2009).

186 Smith R. ChemicalProcess: DesignandIntegration. –Chichester: JohnWileyandSons. 2005. – 712 p.

187 Linnhoff B. PinchAnalysis — aState-of-the-art Overview // Trans IChemE. -1993.-Vol. 71. Part A, No. 9. –P. 503 – 522.

188 Huang F., Elshout R. Optimizing the Heat Recovery of Crude Units // Chemical engineering progress. – 1976. – No. 6. – P. 68-74.

189 Elshout R., Hofmann E.C. // Chemical engineering progress. – 1979. – No. 3. – P. 72-77.

190 Kesler M.G. // Hydrocarbon Processing. – 1979. – No. 7. – P. 156-158.

191 Rev E., Fonyo Z. Synthesis of heat exchanger network // Chem. Eng. Commun. – 1982. – -Vol. 18. – P. 97-102.

192 Демин Н.А., Канивец Г.Е. Декомпозиционно-модульный метод синтеза теплообменных систем // Хим. технол. – 1982. – №4. – С. 72-79.

193 Кафаров В.В., Мешалкин В.П., Перов В.Л. Математические основы автоматизированного проектирования химических производств. М.: Химия, 1979. – 318с.

194 Каневец Г.Е., Вукович Л.К., Никульшин В.Р. Об оптимальном распределении эксергетических потерь // Изв. высш. учеб.заведений СССР. Энергетика. – 1979. – №9. С. 112-116.

195 Вукович Л.К., Никульшин. В.Р. Эксерго-топологическое моделирование сложных систем теплообменников // Промышленная теплотехника. – 1980. – Т. 2, №2. -С. 53-59.

196 Ghamarian A., Thomas W.R.L., Sideropoulos T., Robertson J.L. Incremental heat flux method for heat exchanger // Advanced energy system symposium. ASME Winter Annual Meeting. – 1985. – P. 19.

197 Островский Г.М., Бережинский Т.А. Оптимизация химико-технологических процессов. Теория и практика. М.: Химия, 1984. – 240 с.

198 Ивахненко В.И., Островский Г.М., Бережинский Т.А. Об одном

методе оптимального синтеза теплообменных схем // Теоретические основы химической технологии. – 1982. – Т. 16, №3. – С. 348-354.

199 Handbook of waste management and co-product recovery in food processing. Edited by Keith Waldron. Cambridge, 2007. – Volume 1. -662 p.

200 Linnhoff B., Polley G.T., Sahdev V. General process improvements through pinch technology. // Chem. Eng. Progress. – May, 1988. -P. 51-58.

201 Twaite N.R., Warnes A.J.N. Technical aspects of reducing production costs // Zuckerind. – 1989. – No114. -P. 889-897.

202 Урбанец К., Залевски П., Клемеш Й. Проект реконструкции для польских сахарных заводов с применением методов интеграции процессов и современного теплообменного оборудования// Інтегровані технології та енергозбереження. – 2001. – №1.-С. 3-12.

203 Товажнянский Л.Л., Капустенко П.А., Ульев Л.М., Болдырев С.А. Экономически оптимальная тепловая интеграция на сахарных заводах // Труды Междунар. Научн. – практ. конф. “Логистика и экономика ресурсосбережения и энергосбережения в промышленности”. Москва. – 2002. Статья С3.2-1.1.4.

204 Товажнянский Л.Л., Капустенко П.А., Ульев Л.М., Перевертайленко А.Ю., Болдырев С.А. Прогноз снижения выбросов CO₂ при улучшении тепловой интеграции на сахарных заводах Северо-Восточной Украины // Збірник наукових праць IV Всеукраїнської науково-методичної конференції з міжнародною участю “Екологія інженерія. Стан, наслідки, шляхи створення екологічно чистих технологій”. Дніпродзержинськ. – 2002. -С.16 – 18.

205 Товажнянский Л.Л., Капустенко П.А., Ульев Л.М., Болдырев С.А. Тепловая интеграция и энергосбережение в сахарной промышленности // Вестник НТУ “ХПИ”. – 2002. – Т. 1, Вып. 9. -С. 94 – 105.

206 Товажнянский Л.Л., Капустенко П.А., Ульев Л.М., Болдырев С.А. Улучшение тепловой интеграции на сахарных заводах // Інтегровані технології та енергозбереження. – 2002, – № 2. - С. 11 – 16.

207 Tovazhnyansky L.L., Kapustenko P.A., Ulyev L.M., Boldyryev S.A. Heat Integration Improvement for Eastern European Countries Sugar-Plant // Proceedings of 15th International Congress of Chemical and Process Engineering. Prague. – 2002. – -Vol. 4, System Engineering. -P. 251 – 252.

208 Tovazhnyansky L. L., Kapustenko P. O., Ulyev L. M., Perevertlyenko A. Yu., Boldyryev S. A., Demirskiy A. V. Energy saving and emission reduction at the sugar-plant with take into account of condensate heat of return steam in process integration // Proceedings of 15th International Congress of Chemical and Process Engineering. –Prague, 2004. – -Vol. 4, System Engineering. - P. 254.

209 Licha H., Valentin P., Wersel M., Witte G. The Plate Evaporator – A New Methodic Evaporation Technology // Zuckering. – 1989. – -Vol. 114, No 10. - P. 785-798.

210 Тёбе П. Выпарной аппарат с нисходящим потоком выпариваемой жидкости в сахарной промышленности. // Сахарная промышленность – 1993. – С. 85-88.

211 Ладанок А.П., Кравчук А.Ф., Куриленко О.Д. Реконструкция

теплового комплексу: основні параметри та задачі управління процесом. // Цукор України. -2003. – №4-5 (34). -С. 26-32.

212 Чагаров А.Н., Филоненко В.Н., Прядко Н.А., Ладанок А.П. Способ автоматического управления пленочным выпарным аппаратом. – Оpubл. 1990, Бюл. №48.

213 Кравчук А.Ф., Еременко Б.А. Техніко-економічна оцінка роботи випарної установки цукрового заводу. // Цукор України. 2003. – №4-5 (34). – С. 33-35.

214 Westphalen D. L., Franco M., Macie M. R. W. Strategies for process integration of evaporation systems. // Proceedings of 14th International Congress of Chemical and Process Engineering. –Prague, 2000. – -Vol. 4. - P. 216.

215 Xiao F., Smith R. Case studies of heat integration of evaporation system. // Chinese Journal of Chemical Engineering. -2001. No 9, -P. 224 – 227.

216 Основні напрямки енергозбереження в цукровій промисловості. // Цукор України. – 2003. – №1 (31). – С. 17-19.

217 Анализ тепло потребления и энергосбережения на сахарных заводах Украины // Сб. "Украина: Энергосбережение в пищевой промышленности" (Программа Tacis). – С. 79-89.

218 Христенко В.И., Штангеев К.О., Мищук Р.Ц. Влияние эксплуатационных факторов на теплопотребление в продуктовом отделении. // Сахар. – 2000. – №3. – С. 15-17.

219 Христинко В.І., Штангеев К.О. Розрахунок температури відкачки дифузійної установки коритного типу // Цукор України. – 2003. – №2 (32). - С. 20-21.

220 Vaccari G., Tamburini E., Sgualdino G., Kearney M., Kochergin V., Costesso D. Cooling crystallization applied to the “extract” of a chromatographic separation process (SMB) of beet raw juice // Proceedings of 14th International Congress of Chemical and Process Engineering. –Prague, – 2000. -Vol. 4. -P. 29.

221 Grabowski M., Urbaniec K. Minimum energy consumption in sugar production by cooling crystallization of concentrated raw juice // Proceedings of 14th International Congress of Chemical and Process Engineering. –Prague, – 2000. -Vol. 4. -P. 30.

222 Hogg J.S. (et al.) The role of thermographic surveying in energy conservation // Int. Sugar J. – 1983. – -Vol. 85 (1011). -P. 67-71.

223 Hugot E. Handbook of Cane Sugar Engineering. 3rd edition. / - Amsterdam: Elsevier. 1986.

224 Vernois G. Die mechanische Brudenverdichtung in Zuckerfabriken. // Zuckererzeugung. – 1962. -Vol. 11. -P. 286-289.

225 Zagrodzki S. Porównanie układu wyparki wielodziałowej z układem wyparki z termosprezaniem // Gaz. Cukrow. – 1970. -Vol. 78(6). -P. 136-138.

226 Zagrodzki Jr. S.M. Energy savings with a four-effect evaporator and turbocompressor // Sugar J. – 1980. -Vol. 42(9). -P. 9-13.

227 Fenyés A. Hdszivattyus beparlas a cukorgyarban. // Cukoripar. – 1975. - Vol. 28(6). -P. 222-227.

- 228 Liihrs H. Einsatz der termischen oder mechanischen Brudenverdichtung in der Zuckerindustrie. // VDI-Ber. – 1980.-Vol. 383. –P. 35-37.
- 229 Iverson C.H. Mechanical vapor-recompression – falling film evaporation // Sugar J. – 1981. -Vol. 44(1). -P. 15-20.
- 230 Urbaniec K. Sprezanie oparow w gospodarce cieplnej cukrowni. // Gaz. Cukrow. – 1982. -Vol. 90(9). -P. 134-136.
- 231 Austmeyer K.E. Brudenkompression in der Zuckerindustrie. // Zuckerind. – 1983. – -Vol. 108(8). -P. 715-728.
- 232 Bozec J. Evolution de la consommation thermique dans l'industrie sucriere. // Ind. Alim. Agric. – 1983. -Vol. 100(7-8). - P. 477-480.
- 233 Mechanische Brudenkompression. / VDI-Gesellschaft Energietechnik: Dusseldorf, 1987.
- 234 Urbaniec K. Modern energy economy in beet sugar factories. / Amsterdam: Elsevier, 1989. Sugar series -No. 10. – 382 p.
- 235 Lubinski T. Erste Schritte in der Brudenkompression // Zuckerind. – 1980. -Vol. 105(11). – P. 1087-1088.
- 236 Weidner H. Die Brudenkompression in einer Rohzuckerfabrik // Zuckerind. – 1983. -Vol. 108(8). – P. 736-742.
- 237 Jacobsen U. Der einstufige Radialkompressor // Zuckerind. – 1983. Vol.108(8). – P. 742-746.
- 238 Karren B. Experience of energy saving in the Canadian sugar industry. // F.O. Lichts Guide to the Sugar Factory Machine Industry, F.O. Licht GmbH, Ratzeburg. – 1984. – P. A75-A88.
- 239 Burtin M. and GiorgiJ.-C. Recompression de la vapeur: la solution originale de la sucrerie de Guignicourt // Sucr. Fr. – 1984. -Vol. 125(82). – P. 117-121.
- 240 Christodoulou P. Betriebserfahrungen mit dem Einsatz einer Wärmepumpe in der Verdampfstation einer Zuckerfabrik. // Zuckerind. – 1984. -Vol. 109(7). – P. 628-634.
- 241 Neville L.L. Energy recovery from the evaporator stations // Sugar J. – 1983. -Vol. 46(4). – P. 5-8.
- 242 Brot D. Recompression mechanique de vapeurs de cuite et evaporation 6 effets a la sucrerie Bucy-le-Long. // Ind. Alim. Agric. – 1985. -Vol. 102(7-8). – P. 681-684.
- 243 Горох В.Н., Ус Б.Ф. и Штангеев К.О. Расчет давления в вакуумной системе сахарного завода // Сахарная промышленность. – 1983. – №11. – С. 47-48.
- 244 ГорохВ.Н., Ус Б.Ф. и Штангеев К.О. Расчет вакуумной системы сахарного завода с учетом сжимаемости пара // Сахарная промышленность. – 1983. – №6. – С. 40-44.
- 245 Зозуля С.А. и Хоменко А.И. О рациональной схеме вакуум конденсационной установки // Сахарная промышленность. – 1984. – №7. – С. 37-42.
- 246 Зозуля С.А. и др. Применение конденсаторов типа А2-ПКБ в

составе вакуум конденсаторных установок сахарных заводов // Сахарная промышленность. – 1986. – №7. – С. 27-30.

247 Зозуля С.А. и Бобровник Г.Д. Опыт наладки и эксплуатации конденсаторов типа А2-ПКБ // Сахарная промышленность. – 1983. – №7. – С. 37-39.

248 Smith R. Chemical Process Design. / -New York: McGraw-Hill Inc., 1995. – 460 p.

249 Linnhoff B. and Turner J.A. Simple concepts in process synthesis give energy savings and elegant designs // The Chemical Engineer. – December, 1980. – P. 742-746.

250 Linnhoff B. and Witherell W.D. Pinch technology guides retrofit // Oil & Gas Journal. – 1986, 7 April. – P. 54-65.

251 Rosenberg L. Technological changes in some of Europe's sugar producing countries // Sugar Journal. – 1983. – №46(5). – P. 7-11.

252 Reinefeld E. Über die Kampagne // Zuckerind. – 1986. – № 111(4). – P. 303–313.

253 Krause E.W. New equipment and processes in the sugar industry. // F.O. Licht Yearbook and Directory. Ratzeburg. – 1985. – P. E5-E36.

254 Schiweck H., Cronewitz Th. and Witte G. Some thoughts on the classical method of juice purification // Sugar Journal. – 1985. – №47 (11). – P. 18-22.

255 Хоменко А.И. О тепловой экономичности систем диффузия – дефекация // Сахарная промышленность. – 1983. – №11. – С. 42-47.

256 Guide book for factory engineers on energy conservation diagnosis. / UNIDO: -Vienna, 1984. – Document IS. -449 p.

257 Witte G. and Schiweck H. Die Ausnutzung des Warmeinhaltes von Carbonatationsbruden // Zuckerind. – 1984. – Vol.109 (8). -P. 706-710.

258 Bogumil T. Experimental investigations of the carbonation process at increased pressure // Zuckerind. – 1986. – Vol.111 (6). -P. 565-568.

259 Urbaniec K. Heat economy improvements associated with the carbonation process in beet sugar plants // Materials of The International Conference "Improvement of the Beet Sugar Production". Warszawa. – May 1987.

260 Madsen R.F. Verschiedene Zuckerhauskonzepte und ihr Einfluss auf den Energieverbrauch // Zuckerind. – 1986. – Vol.111 (12). -P. 1121-1126.

261 Madsen R.F. Progress in Danish sugar production within the past decade // Materials of The International Conference "Improvement of the Beet Sugar Production". Warszawa, May 1987.

262 Vaccari G., Wawro P., Tamburini E., Sgualdino G. and Bernardi T. Comparison between cooling crystallization of microfiltered raw juice and traditional thick juice. // Proceedings of 4th Conference Process Integration, Modeling and Optimization for energy Saving and Pollution Reduction. – 2001. – P. 167 –172.

263 Wagnerowski K., Dabrowska D. and Dabrowski C. Probleme der Melasserschopfung // Z. Zuckerind. – 1962. – Vol.12(9). – P. 664-671.

264 Austmeyer K.E. and Marwede R. Entwurf und Bilanzierung weiterführender Zuckerhauskonzepte // Zuckerind. – 1987. – Vol.112 (3). – P. 193-

201.

265 Schliephake D., Austmeyer K.E. and Hempelmann R. Kuhlungskristallisation von Magmen hoherer Reinheit // Zuckerind – 1987.-Vol.110 (4). – P. 269-273.

266 Randall J.M., Edwards R.H. and Zaragosa E. Expression of juice from sugar beet tissue // Materials of 23rd ASSBT Meeting. San Diego. February 1985.

267 Baloh T. Reversosmose in der Technologie des Zuckers // Z. Zuckerind. – 1975. – Vol.25 (8). – P. 452-456.

268 Bichsel S.E. and Sandre A.M. Application of membrane technology to juice concentration // International Sugar Journal. – 1982. – Vol.84 (1005). – P. 266-268.

269 Kofod Nielsen W., Kristensen S. and Madsen R.F. Prospects and possibilities in application of membrane filtration systems within the beet and cane sugar industry // Sugar Tech. Rev. – 1982. – Vol.9 (1). – P. 59-117.

270 Hanssens T.R. (et al.) Ultrafiltration as an alternative for raw juice purification in the beet sugar industry // Zuckerind. – 1984. – Vol.109 (2). – P. 152-156.

271 Capelin W. Beet juice concentration by reverse osmosis // International Sugar Journal. – 1982. – Vol.84 (1007). – P. 323-324.

272 Schroder D. Einige Gedanken zum Einsatz einer Niedertemperaturtrocknung innerhalb der Schnitzeltrocknung // Zuckerind. – 1983. – Vol.108 (2). – P. 126-135.

273 Kunz W. Die Niedertemperaturtrocknung in Verbindung mit der traditionellen Schnitzeltrocknung // Zuckerind. – 1983. – Vol.108 (9). – P. 868-870.

274 Schrbter E. Die Niedertemperaturtrocknung in Lehrte - Funktionsweise und Betriebserfahrungen // Zuckerind. – 1986. – Vol.111 (6). – P. 545-549.

275 Reinefeld E. Über die Kampagne 1981 // Zuckerind. – 1982. – Vol.107 (5). – P. 369-380.

276 Genie G.V. Energy saving through more efficient beet diffusers // Zuckerind. – 1983. – Vol.108 (7). – P. 643-647.

277 Baloh T. Verfahrenstechnische Darstellung der Extraktion // Z. Zuckerind. – 1977. – Vol.27(6). – P. 363-372.

278 Genie G.V. Juice extraction in the beet sugar factory // Sugar Tech. Rev. – 1982. – Vol.9(2). – P. 119-270.

279 . Genie G.V. Computer simulation of stepwise diffusers // Zuckerind. – 1984. – Vol.109(5). – P. 456-460.

280 Genie G.V. Computer simulation and mathematical modeling of diffusion // Zuckerind. – 1986. – Vol.111(2). P. 149-154.

281 Mosel P. et al. Optimierung von Eindickungsprozessen in der Zuckerindustrie // Zuckerind. – 1979. – Vol.104(12). – P. 1101-1106.

282 Князев А.А., Горох В.Н. Влияние удельной площади поверхности нагрева выпарной установки на расход тепловой энергии для технологических нужд свеклосахарного завода // Сахарная промышленность. – 1976. – №3. – P. 41-43.

- 283 Baloh T., Optimierung von Zuckerfabriksanlagen unter Berücksichtigung des Energiehaushalts // Zucker. – 1976. – Vol.29(10). – P. 541-548.
- 284 Zagrodzki S. and Kubasiewicz A. Heat economy in beet sugar factory evaporation // Sugar Tech. Rev. – 1977. – Vol.5(1). – P. 1-154.
- 285 Tobe P. Falling-film evaporators for the cane sugar industry / Wiegand. Ettlingen, 1986.
- 286 Reinefeld E. Über die Kampagne 1984 // Zuckerind. – 1985. – Vol.110(5). – P. 367-377.
- 287 Reinefeld E. Über die Kampagne 1985 // Zuckerind. – 1986. – Vol.111(4). – P. 303-313.
- 288 Vermeulen P. Saftedampfung mittels Trocknungsabgas bei dessen Reinigung // Zuckerind. – 1985. – Vol.110(8). – P. 681-685.
- 289 Товажнянский Л.Л., Капустенко П.А., Хавин Г.Л., Арсеньева О.П. Пластинчатые теплообменники в промышленности // -Харьков: НТУ "ХПИ", 2004. – 232 с.
- 290 Twaiite N.R., Davenport H.J. and Macdonald E.K. Energy reduction and process integration // International. Sugar Journal. – 1986. – Vol.88(1055). – P. 217-219.
- 291 Почечун А.А. и др. Производственные испытания секционного подогревателя сока перед 2й сатурацией // Сахарная промышленность. – 1983. – №2. – С. 43-45.
- 292 Разладин Ю.С. и др. Нагрев диффузионного сока в секционных аппаратах для завода мощностью 6 тыс. т. // Сахарная промышленность. – 1984. – № 1. – С. 35-38.
- 293 Белик В.Г. и др. Секционные подогреватели // Сахарная промышленность. – 1986. – №6. – С. 35-37.
- 294 Товажнянский Л.Л., Капустенко П.А., Ульев Л.М. Определение энергосберегающего потенциала промышленных предприятий с помощью построения составных кривых технологических потоков // Інтегровані технології та енергозбереження. – 1999. – №1. – С. 14-27.
- 295 Клемеш Й., Костенко Ю.Т., Товажнянский Л.Л., Капустенко П.А., Ульев Л.М., Перевертайленко А.Ю., Зулин Б.Д. Применение метода пинч-анализа для проектирования энергосберегающих установок нефтепереработки // ТОХТ. – 1999. – Т. 33, №4. – С. 420-431.
- 296 Товажнянский Л.Л., Капустенко П.А., Ульев Л.М., Перевертайленко А.Ю., Болдырев С.А., Рубчевский В.Н., Волох В.М. Анализ потенциала энергосбережения в процессе дистилляции каменноугольной смолы // Інтегровані технології та енергозбереження. – 2001. – №2. – С. 16 – 22.
- 297 Linnhoff B., Ahmad S. Cost optimum heat exchange networks – 1. Minimum energy and capital using simple model for capital cost // Computers and Chemical Engineering. – 1990. – -Vol. 14, No. 78. – P. 729-750.
- 298 Linnhoff B., Ahmad S., Smith R. Cost optimum heat exchange networks – 2. Targets and design for detailed capital cost models // Computers and Chemical Engineering. – 1990. – -Vol. 14, No. 7. – P. 751-767.

- 299 Linnhoff B. Pinch technology for the synthesis of optimal heat and power system // Journal of Energy Resources Technology. – 1989. – Vol. 3, No. 9. P. 137-147.
- 300 Linnhoff B., Ahmad S. SUPERTARGETING: Optimum synthesis energy management system // ASME Journal of Energy Resource Technology. – 1989. – Vol. 111. P. 121-130.
- 301 Khusanov A. E., Ulyev L. M., Khimich O.I., Kaldybaeva B.M. Process integration of crude oil distillation unit atmospheric/vacuum distillation unit -A12/6 // International Conference of Industrial Technologies and Engineering. – Shymkent, 2015. – P. 29-35.
- 302 Khusanov A. E., Ulyev L. M., Vasilyev M. V., Kaldybaeva B.M., Maatouk A. Heat energy integration of light hydrocarbons separation process// International Conference of Industrial Technologies and Engineering. – Shymkent, 2015. – P. 149-155.
- 303 B.M.Kaldybaeva, A.E. Khusanov, D.S. Sabyrhanov, M.I.Sataev. Analysis of effectiveness of interphase transfer in a case of purification of biogas in microbubbling equipment with a consideration of chemisorption of carbon dioxide // Modern Applied Science. – Canada, 2015. - Vol. 9, No.8 – P. 221-236. <http://dx.doi.org/10.5539/mas.v9n8p221>.
- 304 Ульев Л.М., Васильев М.А. Теплоэнергетическая интеграция процессов переработки продуктов коксования // Теоретические основы химической технологии. – 2015, том 49, № 5. – С. 582–594.
- 305 Ulyev .M., Vasil'ev M.A. Heat and Power Integration of Processes for the Refinement of Coking Products // Theoretical Foundation of Chemical Engineering. – 2015, Vol. 49, No. 5. pp. 676–687.
- 306 Kapustenko Petro O., Ulyev Leonid V., Ilchenko Mariia V., Arsenyeva Olga P. Integration Processes of Benzene-toluene-xylen Fractionation, Hydrogenation, Hydrodesulphurization and Hydrothermoprocessing Installation of Benzene Unit // Chemical Engineering Transaction. – 2015. – Vol. 45. P. 235–240.
- 307 Arsenyeva, L. Tovazhnyanskyy, P. Kapustenko, G. Khavin, A. Yuzbashyan (2015). Shell-and-Plate Heat Exchangers for Efficient Heat Recovery under the Industrial Application, Chemical Engineering Transactions, 45, 1231-1236
- 308 Klemes J., Arsenyeva, O., Kapustenko P., Tovazhnyanskyy L. (2015): Compact Heat Exchangers for Energy Transfer Intensification: Low Grade Heat and Fouling Mitigation. CRC Press. 354 p.
- 309 Perevertaylenko O. Y., Gariev A. O., Damartzis T., Tovazhnyanskyy L. L., Kapustenko P. O., Arsenyeva O. P. (2015): Searches of cost effective ways for amine absorption unit design in CO2 post-combustion capture process. Energy. doi: 10.1016/j.energy.2015.06.059
- 310 Мешалкин В.П., ТОВАЖНЯНСКИЙ Л.Л., Капустенко П. Основы энергоресурсоэффективных экологически безопасных технологий нефтепереработки. Учебное пособие. – Харьков: НТУ «ХПИ», 2011. – 616 с.
- 311 Мешалкин В.П. Ресурсоэнергоэффективные методы энергообеспечения и минимизации отходов нефтеперерабатывающих производств: основы теории и

- наилучшие практические результаты.- Москва-Генуя: «Химия», 2010. -393с.
- 312 Степанов А.В., Горюнов В.С. Ресурсосберегающие технологии переработки нефти. /Акад. наук Украины. Ин-т биоорганической и нефтехимии. – Киев : Наукова думка, 1993. – 268 с.
- 313 Риччи Дж., Билинг К. Интегрированный подход к сбережению энергии и водорода // Нефтегазовые технологии. 2004, № 3. С. 83–88.
- 314 Маллик С., Дхоул В., Интегрированные разработки и проектирование установок // Нефтегазовые технологии. 2008, № 4. С. 95–100.
- 315 Товажнянский Л.Л., Ульев Л.М., Мельниковская Л.А. и др. Экстракция данных для теплоэнергетического интегрирования процесса первичной переработки нефти на установке АВТ А12/2 // Интегрированные технологии и энергосбережение- 2010.- № 1.-С. 53-60.
- 316 Бараз В. Р. Корреляционно-Регрессионный анализ связи показателей коммерческой деятельности с использованием программы EXCEL // Учебное пособие. -Екатеринбург, 2005.-135с.
- 317 Smith R. Chemical Process Design. / -New York: McGraw-Hill Inc., 1995. – 460 p.
- 318 Гуревич И.Л. Технология переработки нефти и газа. Часть 1. Общие свойства и первичные методы переработки нефти и газа. М.: Химия. 1972. 460 с.
- 319 Под редакцией Судакова Е.Н. Расчеты основных процессов и аппаратов нефтепереработки //Справочник. -М.: Химия, 1979.-565 с.
- 320 Рудин М.Г. Карманный справочник нефтепереработчика. Л.: Химия. 1989. 464 с.
- 321 Отчет о научно-исследовательской работе // Моделирование и оптимизация энергосбережения, снижение уровня загрязнения промышленных предприятий на основе интеграций процессов с применением методов пинч-анализа.- Шымкент, 2015.-Т. 1.-155с.
- 322 Nagy E., Mizsey P., Hancsók J., Boldyryev S., Varbanov P. Analysis of energy saving by combination of distillation and pervaporation for biofuel production // Chemical Engineering and Processing: Process Intensification, 2015, Vol. 98, -P.86-94.
- 323 «HILECT», программный продукт, доступ на: powerlab.fsb.hr/sboldyryev/pinch_ru/
- 324 Ульев Л.М., Сивак В.В. Пинч-интеграция тепловых насосов в процесс очистки тетрахлорида титана // Интегрированные технологии и энергосбережение, 2013, № 2.- С. 35-41
- 325 Хусанов А.Е., Ульев Л.М., Болдырев С.А., Калдыбаева Б.М., Тюльпа Е.А. Определение энергосберегающего потенциала в процессе производства акриловой кислоты //МНПК «Ауэзовские чтения-14: Инновационный потенциал науки и образования Казахстана в новой глобальной реальности». – Шымкент, 2016. – Р. 314-322.
- 326 Хусанов А.Е. Аз қалдықты және қалдықсыз технологияларды жобалаудың негіздері// Оқу құралы.-Шымкент,2016.-185с.

- 327 ТОВАЖНЯНСКИЙ Л.Л., ЗЕБЕШЕВ Т.З., УЛЬЕВ Л.М., ИЛЬЧЕНКО М.В. Экстракция данных установки переработки пироконденсата// XXIV МНПК «Информационные технологии:наука, техника, технология, образования, здоровья».-Харьков,2016.-С.334-335.
- 328 ТОВАЖНЯНСКИЙ Л.Л., УЛЬЕВ Л.М., БАСКОЕВ А.В., ИЛЬЧЕНКО М.В. Экстракция данных процесса выделения бензол-толуол-ксилольной фракции установки производства бензола// XXIV МНПК «Информационные технологии:наука, техника, технология, образования, здоровья».-Харьков,2016.-С.335-336
- 329 ТОВАЖНЯНСКИЙ Л.Л., УЛЬЕВ Л.М., ИЛЬЧЕНКО М.В., ЛЫСЕНКО О.О. Экстракция данных для пинч-анализа процессов гидрирования, гидрообессеривания и гидротермопереработки установки производства бензола// XXIV МНПК «Информационные технологии:наука, техника, технология, образования, здоровья».-Харьков,2016.-С.336-337
- 330 УЛЬЕВ Л.М., АНДРЕЕВ А.В. Экстракция данных для пинч-анализа производства бутилакрилата// XXIV МНПК «Информационные технологии:наука, техника, технология, образования, здоровья».-Харьков,2016.-С.337-338
- 331 УЛЬЕВ Л.М., БУЛАВИН В.И., ХОХЛОВ М.Ю., КРАМАРЕНКО А.В. Экстракция данных процесса регенерации отработанного сернокислотного раствора, содержащего сульфат натрия// XXIV МНПК «Информационные технологии:наука, техника, технология, образования, здоровья».-Харьков,2016.-С.338-339
- 332 УЛЬЕВ Л.М., РЯБОВА И.Б., СОЛОВЕЙ В.Н., ЧЕРКАСОВ Р.В. Пинч-интеграция процесса впаривания гидроксида калия// XXIV МНПК «Информационные технологии:наука, техника, технология, образования, здоровья».-Харьков,2016.-С.339-340
- 333 УЛЬЕВ Л.М., РЕПЕЙ В.П., ЗЕБЕШЕВ Т.З. Интеграция процесса ректификации смесей метанол-вода// XXIV МНПК «Информационные технологии:наука, техника, технология, образования, здоровья».-Харьков,2016.-С.340-341.
- 334 Khusanov A.E., Ulyev L.M., Boldyryev S.A., Vasilyev M.A., Kaldybaeva B.M., Tagaev N.S Utilization of waste heat of coke plant for different needs accounting side demands //III Industrial Chemical Technology and Engineering. – Shymkent, 2016. - Vol. 3(18) – P. 289-297
- 335 L. Ulyev , M. Vasilyev , A. Maatouk , Neven Duic, A. Khusanov. Total site integration of light hydrocarbons separation process//PRES 2016.-Prague,2016-Serial Number: 0005

ПРИЛОЖЕНИЕ А

Приложение 1 Hysys модель существующего процесса

1					
2					
3	Набор единиц: SI				
4	Дата/время: Fri Jul 29 10:46:12 2016				
5					
6					
7	Рабочая книга: Сценарий (Главная)				
8					
9					
10	Material Streams FluidPkg: Все				
11	Name	SiraiaNft	NeftvT-4/2	NeftvT-1	NeftvT-4/1
12	VapourFraction	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
13	Temperature (C)	31.00*	81.00*	31.33	31.33
14	Pressure (kPa)	350.0*	2045	2050	2050*
15	MolarFlow (kgmole/h)	1637	482.0	1096	482.0
16	MassFlow (kg/h)	4.017e+005*	9.057e+004	2.058e+005	9.057e+004
17	LiquidVolumeFlow (m3/h)	461.6	103.7	235.8	103.7
18	HeatFlow (kJ/h)	-8.535e+008	-2.132e+008	-5.054e+008	-2.224e+008
19	Name	NeftvT-4/2	vELOUotT-4/2	vELOUotT-3	NeftvH-1-3
20	VapourFraction	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
21	Temperature (C)	92.00*	146.0*	120.0*	158.4
22	Pressure (kPa)	2040	2035	2035	350.0
23	MolarFlow (kgmole/h)	482.0	482.0	1096	2191
24	MassFlow (kg/h)	9.057e+004	9.057e+004	2.058e+005	4.117e+005
25	LiquidVolumeFlow (m3/h)	103.7	103.7	235.8	471.6
26	HeatFlow (kJ/h)	-2.111e+008	-1.996e+008	-4.666e+008	-8.946e+008
27	Name	H2O(1)	Par	ObessolNft	Water
28	VapourFraction	0.0000	1.0000	0.0000	0.0000
29	Temperature (C)	31.00*	158.0	158.0	158.0
30	Pressure (kPa)	350.0*	2035	2035	2035
31	MolarFlow (kgmole/h)	554.0	0.0000	1693	498.0
32	MassFlow (kg/h)	9980	0.0000	4.027e+005	8972
33	LiquidVolumeFlow (m3/h)	10.00*	0.0000	462.6	8.990
34	HeatFlow (kJ/h)	-1.583e+008	0.0000	-7.578e+008	-1.373e+008
35	Name	NeftvT-11	vK-1otT-12/1	vK-1otT-12/3	3
36	VapourFraction	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
37	Temperature (C)	158.0	198.0*	218.0*	46.00*
38	Pressure (kPa)	2035	2035	2030	257.9*
39	MolarFlow (kgmole/h)	592.6	677.2	592.6	170.7
40	MassFlow (kg/h)	1.409e+005	1.611e+005	1.409e+005	1.550e+004*
41	LiquidVolumeFlow (m3/h)	161.9	185.0	161.9	21.67
42	HeatFlow (kJ/h)	-2.652e+008	-2.872e+008	-2.439e+008	-3.366e+007
43	Name	PitK-2	CondparovK-1vE-1	ParE-1	RfluxK-1
44	VapourFraction	0.0000	0.0000	1.0000	0.0000
45	Temperature (C)	284.0	46.00*	46.00	46.00
46	Pressure (kPa)	264.8	257.9	257.9	257.9
47	MolarFlow (kgmole/h)	1122	741.4	0.0000	686.1
48	MassFlow (kg/h)	3.549e+005	6.329e+004	0.0000	6.230e+004
49	LiquidVolumeFlow (m3/h)	396.1	88.11	0.0000	87.11
50	HeatFlow (kJ/h)	-5.395e+008	-1.510e+008	0.0000	-1.353e+008
51	Name	RfluxK-1(1)	BenzotE-1	PitK-2(1)	PitK-2(2)
52	VapourFraction	0.0000	0.0000	0.3988	0.3989
53	Temperature (C)	46.00	46.00	367.0*	367.0*
54	Pressure (kPa)	257.9	257.9	272.6*	272.6*
55	MolarFlow (kgmole/h)	170.7	515.4	1122	1122*
56	MassFlow (kg/h)	1.550e+004*	4.680e+004	3.549e+005	3.549e+005
57	LiquidVolumeFlow (m3/h)	21.67	65.43	396.1	396.2
58	HeatFlow (kJ/h)	-3.366e+007	-1.016e+008	-4.353e+008	-4.353e+008
59	Name	PitK-5	OstrOroshK-2	ParvK-2	2COK-2na13tr
60	VapourFraction	0.0000	0.0000	1.0000	0.0000
61	Temperature (C)	302.0	58.00*	360.0*	168.0
62	Pressure (kPa)	107.5	86.30*	1000*	102.7
63	MolarFlow (kgmole/h)	485.6	731.9	130.8	22.62
64	MassFlow (kg/h)	2.080e+005	1.000e+005*	2357*	93206
65	LiquidVolumeFlow (m3/h)	224.0	128.8	2.362	10.09
66	HeatFlow (kJ/h)	-3.063e+008	-2.100e+008	-3.014e+007	-1.700e+007
67					
68					
69	Aspen Technology, Inc. AspenHYSYS Version 7.2 (24.0.0.7263) Page 1 of 34				

						
		Наборединиц: SI				
		Дата/время: FriJul2910:46:122016				
Рабочаякнига: Сценарий(Главная)(продолжение)						
Material Streams (продолжение) FluidPkg: Bce						
Name	1COK2(3)	CondparovK-2vE-2	vE-2	H2OisE-2	IzbbenzisE-3	
VapourFraction	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Temperature (C)	70.00*	83.00*	58.00*	58.00	58.00	58.00
Pressure (kPa)	94.08*	86.30	86.30*	86.30	86.30	86.30
MolarFlow (kgmole/h)	305.9*	1177	1176*	221.1	955.3	955.3
MassFlow (kg/h)	6.901e+004	1.346e+005	1.345e+005	3984	1.305e+005	1.305e+005
LiquidVolumeFlow (m3/h)	82.29	172.2	172.0	3.992	168.1	168.1
HeatFlow (kJ/h)	-1.413e+008	-3.297e+008	-3.368e+008	-6.272e+007	-2.741e+008	-2.741e+008
Name	BenzotE-2	OstroroshK2	2COK2(1)	2CovK2	Benzustanovki	
VapourFraction	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0043	0.0043
Temperature (C)	58.00	58.00	307.5	168.0*	31.00*	31.00*
Pressure (kPa)	86.30	86.30	102.7	102.7	86.30	86.30
MolarFlow (kgmole/h)	223.4	731.9	167.8	167.8	738.8	738.8
MassFlow (kg/h)	3.052e+004	1.000e+005*	6.914e+004	6.914e+004	7.732e+004	7.732e+004
LiquidVolumeFlow (m3/h)	39.30	128.8	74.88	74.88	104.7	104.7
HeatFlow (kJ/h)	-6.410e+007	-2.100e+008	-1.007e+008	-1.261e+008	-1.688e+008	-1.688e+008
Name	PitK-5(1)	LVGsUstanovki	NeftvK-1	NeftvK-1posleTP-3	NeftvT-12/3	
VapourFraction	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Temperature (C)	302.0*	94.00*	211.2	211.2*	201.0*	201.0*
Pressure (kPa)	107.5*	12.18	2030	2030*	2030	2030
MolarFlow (kgmole/h)	485.6*	80.74	1595	1595*	592.6	592.6
MassFlow (kg/h)	2.080e+005	2.753e+004	3.793e+005	3.793e+005	1.409e+005	1.409e+005
LiquidVolumeFlow (m3/h)	224.1	30.75	435.7	435.7	161.9	161.9
HeatFlow (kJ/h)	-3.063e+008	-5.470e+007	-6.633e+008	-6.633e+008	-2.502e+008	-2.502e+008
Name	NeftvELOU(3)	NeftvT-2	NeftvT-3	NeftvT-6	NeftvT-7	
VapourFraction	0.2794	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Temperature (C)	214.0*	55.00*	113.0*	31.33	90.00*	90.00*
Pressure (kPa)	2050	2050	2050	2050	2050	2050
MolarFlow (kgmole/h)	613.5	1096	1096	613.5	613.5	613.5
MassFlow (kg/h)	1.153e+005	2.058e+005	2.058e+005	1.153e+005	1.153e+005	1.153e+005
LiquidVolumeFlow (m3/h)	132.0	235.8	235.8	132.0	132.0	132.0
HeatFlow (kJ/h)	-2.284e+008	-4.957e+008	-4.699e+008	-2.830e+008	-2.691e+008	-2.691e+008
Name	NeftvT-8	NeftvT-10	NeftvT-12/2	NeftvK-1otT-12/2	vX-1	
VapourFraction	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0278	0.0278
Temperature (C)	124.0*	158.0	224.0*	226.0*	69.00*	69.00*
Pressure (kPa)	2050	2035	2035	2035	257.9	257.9
MolarFlow (kgmole/h)	613.5	325.1	325.1	325.1	741.4	741.4
MassFlow (kg/h)	1.153e+005	7.732e+004	7.732e+004	7.732e+004	6.329e+004	6.329e+004
LiquidVolumeFlow (m3/h)	132.0	88.81	88.81	88.81	88.11	88.11
HeatFlow (kJ/h)	-2.602e+008	-1.455e+008	-1.326e+008	-1.322e+008	-1.474e+008	-1.474e+008
Name	vPech	ParvK-3	Fr.180-240isK-3	1COK2vXB-3	1COK-2vX-3	
VapourFraction	0.0000	1.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Temperature (C)	284.3	360.0	199.6	202.0	96.00*	96.00*
Pressure (kPa)	1002*	1000	93.22	94.08	94.08	94.08
MolarFlow (kgmole/h)	1122	38.30	281.5	305.9	305.9	305.9
MassFlow (kg/h)	3.549e+005	690.0	5.737e+004	6.901e+004	6.901e+004	6.901e+004
LiquidVolumeFlow (m3/h)	396.1	0.6914	69.40	82.29	82.29	82.29
HeatFlow (kJ/h)	-5.390e+008	-8.824e+006	-1.006e+008	-1.202e+008	-1.375e+008	-1.375e+008
Name	1COK-2vK-2	NeftvT-12/1	2COK-2(2)	2COK-2vX-4	2COK-2na22tr	
VapourFraction	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Temperature (C)	70.00*	176.0*	271.4	253.7	168.0	168.0
Pressure (kPa)	94.08	2035	102.7	102.7	102.7	102.7
MolarFlow (kgmole/h)	305.9	677.2	167.8	167.8	145.2	145.2
MassFlow (kg/h)	6.901e+004	1.611e+005	6.914e+004	6.914e+004	5.982e+004	5.982e+004
LiquidVolumeFlow (m3/h)	82.29	185.0	74.88	74.88	64.78	64.78
HeatFlow (kJ/h)	-1.413e+008	-2.961e+008	-1.077e+008	-1.111e+008	-1.091e+008	-1.091e+008
AspenTechnology, Inc. AspenHYSYSVersion7.2(24.0.0.7263) Page2of34						

						
		Наборединиц: SI				
		Дата/время: FriJul2910:46:122016				
Рабочаякнига: Сценарий(Главная)(продолжение)						
Material Streams (продолжение) FluidPkg: Bce						
11	Name	2COK-2	ParvK-4	Fr.240-350isK-4	Fr.180-240vX-5	Fr.180-240sustanov
12	VapourFraction	0.0000	1.0000	0.0000	0.0000	0.0000
13	Temperature (C)	168.0*	360.0	302.8	98.29	87.00*
14	Pressure (kPa)	102.7*	1000	101.9	93.22	93.22
15	MolarFlow (kgmole/h)	167.8*	55.51	134.3	281.5	281.5
16	MassFlow (kg/h)	6.914e+004	1000	5.897e+004	5.737e+004	5.737e+004
17	LiquidVolumeFlow (m3/h)	74.88	1.002	63.31	69.40	69.40
18	HeatFlow (kJ/h)	-1.261e+008	-1.279e+007	-8.673e+007	-1.145e+008	-1.158e+008
19	Name	ParE-2	Benz	vE-2(1)	MazutvPech	PitK-5(1)
20	VapourFraction	1.0000	0.0340	0.0000	0.0000	0.3667
21	Temperature (C)	58.00	47.40	58.00*	302.3	378.0*
22	Pressure (kPa)	86.30	86.30	86.30	915.0*	50.00*
23	MolarFlow (kgmole/h)	0.0000	738.8	1177	485.6	485.6
24	MassFlow (kg/h)	0.0000	7.732e+004	1.346e+005	2.080e+005	2.080e+005
25	LiquidVolumeFlow (m3/h)	0.0000	104.7	172.2	224.1	224.1
26	HeatFlow (kJ/h)	0.0000	-1.657e+008	-3.371e+008	-3.060e+008	-2.484e+008
27	Name	Fr240-350vT-4	NeftanoeOrosK-1	Fr.240-350vT-13	PromivH20	H2OvT-14
28	VapourFraction	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.3254
29	Temperature (C)	222.5	158.0	159.6	30.00*	133.5
30	Pressure (kPa)	101.9	2035	101.9	300.0*	300.0
31	MolarFlow (kgmole/h)	134.3	98.19	134.3	502.4	502.4
32	MassFlow (kg/h)	5.897e+004	2.336e+004	5.897e+004	9050*	9050
33	LiquidVolumeFlow (m3/h)	63.31	26.83	63.31	9.068	9.068
34	HeatFlow (kJ/h)	-9.963e+007	-4.395e+007	-1.088e+008	-1.436e+008	-1.331e+008
35	Name	Fr240-350sUstanov	1COvK-5	ParK-5	Gudron	1COK-5
36	VapourFraction	0.0000	0.0000	1.0000	0.0000	0.0000
37	Temperature (C)	78.00*	62.48	166.4	337.0	201.2
38	Pressure (kPa)	101.9	200.0*	2.830	23.40	5.635
39	MolarFlow (kgmole/h)	134.3	81.92	6.033	270.9	117.3
40	MassFlow (kg/h)	5.897e+004	2.168e+004	1080	1.268e+005	3.105e+004
41	LiquidVolumeFlow (m3/h)	63.31	25.29	1.267	135.0	36.21
42	HeatFlow (kJ/h)	-1.193e+008	-4.453e+007	-2.061e+006	-1.737e+008	-5.398e+007
43	Name	ParE-3	Fr320-350(DTUFs)	Fr320-350(DTUFs)	1COK-5(1)	DTUFsSustanovki
44	VapourFraction	1.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
45	Temperature (C)	201.2	201.2	201.6	201.6	201.6
46	Pressure (kPa)	5.635	5.635	1079*	1079	1079
47	MolarFlow (kgmole/h)	0.0000	117.3	117.3	81.90	35.40
48	MassFlow (kg/h)	0.0000	3.105e+004	3.105e+004	2.168e+004*	9370
49	LiquidVolumeFlow (m3/h)	0.0000	36.21	36.21	25.29	10.93
50	HeatFlow (kJ/h)	0.0000	-5.398e+007	-5.392e+007	-3.765e+007	-1.627e+007
51	Name	DTUFsSustanovki(	1COK-5(2)	2COK-5	ParE3a	ParE-3vK-5
52	VapourFraction	0.0000	0.0000	0.0000	1.0000	1.0000
53	Temperature (C)	70.00*	62.00*	253.4	253.4	201.2*
54	Pressure (kPa)	1079	1079	12.18	12.18	5.635*
55	MolarFlow (kgmole/h)	35.40	81.90	205.3	0.0000	0.0000*
56	MassFlow (kg/h)	9370	2.168e+004	7.000e+004	0.0000	0.0000
57	LiquidVolumeFlow (m3/h)	10.93	25.29	78.19	0.0000	0.0000
58	HeatFlow (kJ/h)	-1.910e+007	-4.453e+007	-1.121e+008	0.0000	0.0000
59	Name	vEgекtori	LVG	LVGvXB-20	2COK-5(2)	LVG(2)
60	VapourFraction	0.2934	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
61	Temperature (C)	69.00*	253.4	101.8	94.00	94.00
62	Pressure (kPa)	2.830	12.18	12.18	12.18	12.18
63	MolarFlow (kgmole/h)	6.033	205.3	205.3	124.6	205.3
64	MassFlow (kg/h)	1080	7.000e+004	7.000e+004	4.247e+004*	7.000e+004
65	LiquidVolumeFlow (m3/h)	1.267	78.19	78.19	47.44	78.19
66	HeatFlow (kJ/h)	-2.565e+006	-1.121e+008	-1.379e+008	-8.439e+007	-1.391e+008
67						
68						
69	AspenTechnology,Inc. AspenHYSYSVersion7.2(24.0.0.7263) Page3of34					

1	 LEGENDS Берлингтон, шт. Массачусетс США		Имясценария: VER_7.2РНПИНЧ_АНПЗ_АВТ-3ДТ-77(2).HSC				
2			Наборединиц: SI				
3			Дата/время: FriJul2910:46:122016				
4							
5							
6							
7	Рабочаякнига: Сценарий(Главная)(продолжение)						
8							
9							
10	Material Streams (продолжение)					FluidPkg:	Все
11	Name	2COK-5(3)	1COK-5(3)	ParE-3авK-5	3COK-5	ParE-4	
12	VapourFraction	0.0000	0.0000	1.0000	0.0000	1.0000	
13	Temperature (C)	94.00*	62.00*	253.4*	337.0	337.0	
14	Pressure (kPa)	12.18*	1079*	12.18*	23.40	23.40	
15	MolarFlow (kgmole/h)	124.6	81.92*	0.0000*	310.9	0.0000	
16	MassFlow (kg/h)	4.247e+004*	2.168e+004	0.0000	1.455e+005	0.0000	
17	LiquidVolumeFlow (m3/h)	47.44	25.29	0.0000	155.0	0.0000	
18	HeatFlow (kJ/h)	-8.439e+007	-4.453e+007	0.0000	-1.994e+008	0.0000	
19	Name	TVG	ParE-4(1)	TVGvT-5	3COvT-11/1	3COvT-7	
20	VapourFraction	0.0000	1.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
21	Temperature (C)	337.0	336.9*	337.0	337.0	263.7	
22	Pressure (kPa)	23.40	23.40*	23.40	23.40	23.40	
23	MolarFlow (kgmole/h)	310.9	0.0000*	92.51	154.1	154.1	
24	MassFlow (kg/h)	1.455e+005	0.0000	4.328e+004	7.211e+004*	7.211e+004	
25	LiquidVolumeFlow (m3/h)	155.0	0.0000	46.10	76.81	76.81	
26	HeatFlow (kJ/h)	-1.994e+008	0.0000	-5.932e+007	-9.884e+007	-1.139e+008	
27	Name	3COvK-5	3COvK-5(1)	GororoshK-5	GororoshK-5(1)	TVGvT-4/2	
28	VapourFraction	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
29	Temperature (C)	217.0	217.0*	337.0	337.0*	243.3	
30	Pressure (kPa)	23.40	23.40*	23.40	23.40*	23.40	
31	MolarFlow (kgmole/h)	154.1	154.1	64.31	64.31	92.51	
32	MassFlow (kg/h)	7.211e+004	7.211e+004*	3.009e+004*	3.009e+004*	4.328e+004	
33	LiquidVolumeFlow (m3/h)	76.81	76.81	32.05	32.05	46.10	
34	HeatFlow (kJ/h)	-1.228e+008	-1.228e+008	-4.124e+007	-4.124e+007	-7.073e+007	
35	Name	TVGvT-14	H2OnaEDG	TVGvXB-8	vX-9(X-X)	TVGsUstanovki	
36	VapourFraction	0.0000	0.3769	0.0000	0.0000	0.0000	
37	Temperature (C)	224.2	133.5	215.0*	99.00*	56.00*	
38	Pressure (kPa)	23.40	300.0	23.40	23.40	23.40	
39	MolarFlow (kgmole/h)	92.51	502.4	92.51	92.51	92.51	
40	MassFlow (kg/h)	4.328e+004	9050	4.328e+004	4.328e+004	4.328e+004	
41	LiquidVolumeFlow (m3/h)	46.10	9.068	46.10	46.10	46.10	
42	HeatFlow (kJ/h)	-7.290e+007	-1.320e+008	-7.391e+007	-8.563e+007	-8.939e+007	
43	Name	GudronvT-12/1	GudronvT-12/2	GudronvT-12/3	GudronvT-8isT-12/1	GudronisT-12/2vT-	
44	VapourFraction	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
45	Temperature (C)	337.0	337.0	337.0	262.1	333.6	
46	Pressure (kPa)	23.40	23.40	23.40	23.40	23.40	
47	MolarFlow (kgmole/h)	89.41	89.41	92.12	89.41	89.41	
48	MassFlow (kg/h)	4.183e+004	4.183e+004	4.310e+004	4.183e+004	4.183e+004	
49	LiquidVolumeFlow (m3/h)	44.56	44.56	45.91	44.56	44.56	
50	HeatFlow (kJ/h)	-5.734e+007	-5.734e+007	-5.907e+007	-6.624e+007	-5.775e+007	
51	Name	GudronisT-12/3vT-	GudronvT-8	GudronvX-25	GudronvXB125	Gudronsustanovki	
52	VapourFraction	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
53	Temperature (C)	286.8	294.6	200.4	144.0*	127.0*	
54	Pressure (kPa)	23.40	23.40	23.40	23.40	23.40	
55	MolarFlow (kgmole/h)	92.12	270.9	270.9	270.9	270.9	
56	MassFlow (kg/h)	4.310e+004	1.268e+005	1.268e+005	1.268e+005	1.268e+005	
57	LiquidVolumeFlow (m3/h)	45.91	135.0	135.0	135.0	135.0	
58	HeatFlow (kJ/h)	-6.531e+007	-1.893e+008	-2.211e+008	-2.383e+008	-2.431e+008	
59							
60							
61							
62							
63							
64							
65							
66							
67							
68							
69	AspenTechnology,Inc.		AspenHYSYSVersion7.2(24.0.0.7263)			Page4of34	

1						
2						
3						
4	Наборединиц: SI					
5	Дата/время: FriJul2910:46:122016					
6						
7						
8	Рабочаякнига: Сценарий(Главная)(продолжение)					
9						
10	Compositions FluidPkg: Bce					
11	Name	SiraiaNft	NeftvT4/2	NeftvT-1	NeftvT-4/1	SiraiaNftnaTO
12	CompMoleFrac(Methane)	0.0005*	0.0004	0.0004	0.0004	0.0004
13	CompMoleFrac(Ethane)	0.0015*	0.0011	0.0011	0.0011	0.0011
14	CompMoleFrac(Propane)	0.0121*	0.0091	0.0091	0.0091	0.0091
15	CompMoleFrac(i-Butane)	0.0047*	0.0035	0.0035	0.0035	0.0035
16	CompMoleFrac(n-Butane)	0.0228*	0.0170	0.0170	0.0170	0.0170
17	CompMoleFrac(H2O)	0.0000*	0.2528	0.2528	0.2528	0.2528
18	CompMoleFrac(S_Rhombic)	0.0000*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
19	CompMoleFrac(NBP(1)37*)	0.0169*	0.0126	0.0126	0.0126	0.0126
20	CompMoleFrac(NBP(1)51*)	0.0221*	0.0165	0.0165	0.0165	0.0165
21	CompMoleFrac(NBP(1)66*)	0.0519*	0.0388	0.0388	0.0388	0.0388
22	CompMoleFrac(NBP(1)79*)	0.0511*	0.0382	0.0382	0.0382	0.0382
23	CompMoleFrac(NBP(1)92*)	0.0459*	0.0343	0.0343	0.0343	0.0343
24	CompMoleFrac(NBP(1)107*)	0.0294*	0.0219	0.0219	0.0219	0.0219
25	CompMoleFrac(NBP(1)121*)	0.0275*	0.0205	0.0205	0.0205	0.0205
26	CompMoleFrac(NBP(1)136*)	0.0331*	0.0247	0.0247	0.0247	0.0247
27	CompMoleFrac(NBP(1)150*)	0.0326*	0.0244	0.0244	0.0244	0.0244
28	CompMoleFrac(NBP(1)164*)	0.0307*	0.0229	0.0229	0.0229	0.0229
29	CompMoleFrac(NBP(1)178*)	0.0295*	0.0221	0.0221	0.0221	0.0221
30	CompMoleFrac(NBP(1)192*)	0.0277*	0.0207	0.0207	0.0207	0.0207
31	CompMoleFrac(NBP(1)207*)	0.0266*	0.0199	0.0199	0.0199	0.0199
32	CompMoleFrac(NBP(1)221*)	0.0259*	0.0194	0.0194	0.0194	0.0194
33	CompMoleFrac(NBP(1)235*)	0.0259*	0.0194	0.0194	0.0194	0.0194
34	CompMoleFrac(NBP(1)249*)	0.0265*	0.0198	0.0198	0.0198	0.0198
35	CompMoleFrac(NBP(1)263*)	0.0264*	0.0197	0.0197	0.0197	0.0197
36	CompMoleFrac(NBP(1)278*)	0.0251*	0.0188	0.0188	0.0188	0.0188
37	CompMoleFrac(NBP(1)292*)	0.0245*	0.0183	0.0183	0.0183	0.0183
38	CompMoleFrac(NBP(1)306*)	0.0239*	0.0178	0.0178	0.0178	0.0178
39	CompMoleFrac(NBP(1)321*)	0.0247*	0.0185	0.0185	0.0185	0.0185
40	CompMoleFrac(NBP(1)334*)	0.0245*	0.0183	0.0183	0.0183	0.0183
41	CompMoleFrac(NBP(1)349*)	0.0230*	0.0172	0.0172	0.0172	0.0172
42	CompMoleFrac(NBP(1)363*)	0.0228*	0.0170	0.0170	0.0170	0.0170
43	CompMoleFrac(NBP(1)377*)	0.0218*	0.0163	0.0163	0.0163	0.0163
44	CompMoleFrac(NBP(1)391*)	0.0206*	0.0154	0.0154	0.0154	0.0154
45	CompMoleFrac(NBP(1)406*)	0.0195*	0.0145	0.0145	0.0145	0.0145
46	CompMoleFrac(NBP(1)420*)	0.0183*	0.0137	0.0137	0.0137	0.0137
47	CompMoleFrac(NBP(1)441*)	0.0322*	0.0241	0.0241	0.0241	0.0241
48	CompMoleFrac(NBP(1)468*)	0.0282*	0.0211	0.0211	0.0211	0.0211
49	CompMoleFrac(NBP(1)496*)	0.0240*	0.0179	0.0179	0.0179	0.0179
50	CompMoleFrac(NBP(1)524*)	0.0205*	0.0153	0.0153	0.0153	0.0153
51	CompMoleFrac(NBP(1)551*)	0.0176*	0.0132	0.0132	0.0132	0.0132
52	CompMoleFrac(NBP(1)579*)	0.0133*	0.0100	0.0100	0.0100	0.0100
53	CompMoleFrac(NBP(1)607*)	0.0099*	0.0074	0.0074	0.0074	0.0074
54	CompMoleFrac(NBP(1)635*)	0.0097*	0.0073	0.0073	0.0073	0.0073
55	CompMoleFrac(NBP(1)675*)	0.0113*	0.0084	0.0084	0.0084	0.0084
56	CompMoleFrac(NBP(1)728*)	0.0067*	0.0050	0.0050	0.0050	0.0050
57	CompMoleFrac(NBP(1)790*)	0.0034*	0.0025	0.0025	0.0025	0.0025
58	CompMoleFrac(NBP(1)847*)	0.0030*	0.0023	0.0023	0.0023	0.0023
59						
60						
61						
62						
63						
64						
65						
66						
67						
68						
69	AspenTechnology, Inc.	AspenHYSYSVersion7.2(24.0.0.7263)				Page5of34

1						
2						
3						
4	Набор единиц: SI					
5	Дата/время: Fri Jul 29 10:46:12 2016					
6						
7	Рабочая книга: Сценарий(Главная)(продолжение)					
8						
9						
10	Compositions (продолжение)				Fluid Pkg:	Все
11	Name	NeftvT-4/2	vELOUotT4/2	vELOUotT-3	vEDG	NeftvH-1-3
12	CompMoleFrac(Methane)	0.0004	0.0004	0.0004	0.0004	0.0004
13	CompMoleFrac(Ethane)	0.0011	0.0011	0.0011	0.0011	0.0011
14	CompMoleFrac(Propane)	0.0091	0.0091	0.0091	0.0091	0.0091
15	CompMoleFrac(i-Butane)	0.0035	0.0035	0.0035	0.0035	0.0035
16	CompMoleFrac(n-Butane)	0.0170	0.0170	0.0170	0.0170	0.0170
17	CompMoleFrac(H2O)	0.2528	0.2528	0.2528	0.2528	0.2528
18	CompMoleFrac(S_Rhombic)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
19	CompMoleFrac(NBP[1]37*)	0.0126	0.0126	0.0126	0.0126	0.0126
20	CompMoleFrac(NBP[1]51*)	0.0165	0.0165	0.0165	0.0165	0.0165
21	CompMoleFrac(NBP[1]66*)	0.0388	0.0388	0.0388	0.0388	0.0388
22	CompMoleFrac(NBP[1]79*)	0.0382	0.0382	0.0382	0.0382	0.0382
23	CompMoleFrac(NBP[1]92*)	0.0343	0.0343	0.0343	0.0343	0.0343
24	CompMoleFrac(NBP[1]107*)	0.0219	0.0219	0.0219	0.0219	0.0219
25	CompMoleFrac(NBP[1]121*)	0.0205	0.0205	0.0205	0.0205	0.0205
26	CompMoleFrac(NBP[1]136*)	0.0247	0.0247	0.0247	0.0247	0.0247
27	CompMoleFrac(NBP[1]150*)	0.0244	0.0244	0.0244	0.0244	0.0244
28	CompMoleFrac(NBP[1]164*)	0.0229	0.0229	0.0229	0.0229	0.0229
29	CompMoleFrac(NBP[1]178*)	0.0221	0.0221	0.0221	0.0221	0.0221
30	CompMoleFrac(NBP[1]192*)	0.0207	0.0207	0.0207	0.0207	0.0207
31	CompMoleFrac(NBP[1]207*)	0.0199	0.0199	0.0199	0.0199	0.0199
32	CompMoleFrac(NBP[1]221*)	0.0194	0.0194	0.0194	0.0194	0.0194
33	CompMoleFrac(NBP[1]235*)	0.0194	0.0194	0.0194	0.0194	0.0194
34	CompMoleFrac(NBP[1]249*)	0.0198	0.0198	0.0198	0.0198	0.0198
35	CompMoleFrac(NBP[1]263*)	0.0197	0.0197	0.0197	0.0197	0.0197
36	CompMoleFrac(NBP[1]278*)	0.0188	0.0188	0.0188	0.0188	0.0188
37	CompMoleFrac(NBP[1]292*)	0.0183	0.0183	0.0183	0.0183	0.0183
38	CompMoleFrac(NBP[1]306*)	0.0178	0.0178	0.0178	0.0178	0.0178
39	CompMoleFrac(NBP[1]321*)	0.0185	0.0185	0.0185	0.0185	0.0185
40	CompMoleFrac(NBP[1]334*)	0.0183	0.0183	0.0183	0.0183	0.0183
41	CompMoleFrac(NBP[1]349*)	0.0172	0.0172	0.0172	0.0172	0.0172
42	CompMoleFrac(NBP[1]363*)	0.0170	0.0170	0.0170	0.0170	0.0170
43	CompMoleFrac(NBP[1]377*)	0.0163	0.0163	0.0163	0.0163	0.0163
44	CompMoleFrac(NBP[1]391*)	0.0154	0.0154	0.0154	0.0154	0.0154
45	CompMoleFrac(NBP[1]406*)	0.0145	0.0145	0.0145	0.0145	0.0145
46	CompMoleFrac(NBP[1]420*)	0.0137	0.0137	0.0137	0.0137	0.0137
47	CompMoleFrac(NBP[1]441*)	0.0241	0.0241	0.0241	0.0241	0.0241
48	CompMoleFrac(NBP[1]468*)	0.0211	0.0211	0.0211	0.0211	0.0211
49	CompMoleFrac(NBP[1]496*)	0.0179	0.0179	0.0179	0.0179	0.0179
50	CompMoleFrac(NBP[1]524*)	0.0153	0.0153	0.0153	0.0153	0.0153
51	CompMoleFrac(NBP[1]551*)	0.0132	0.0132	0.0132	0.0132	0.0132
52	CompMoleFrac(NBP[1]579*)	0.0100	0.0100	0.0100	0.0100	0.0100
53	CompMoleFrac(NBP[1]607*)	0.0074	0.0074	0.0074	0.0074	0.0074
54	CompMoleFrac(NBP[1]635*)	0.0073	0.0073	0.0073	0.0073	0.0073
55	CompMoleFrac(NBP[1]675*)	0.0084	0.0084	0.0084	0.0084	0.0084
56	CompMoleFrac(NBP[1]728*)	0.0050	0.0050	0.0050	0.0050	0.0050
57	CompMoleFrac(NBP[1]790*)	0.0025	0.0025	0.0025	0.0025	0.0025
58	CompMoleFrac(NBP[1]847*)	0.0023	0.0023	0.0023	0.0023	0.0023
59						
60						
61						
62						
63						
64						
65						
66						
67						
68						
69	Aspen Technology, Inc.	AspenHYSYS Version 7.2(24.0.0.7263)				Page 6 of 34

1

2

3

4

5

6

7

8

9

10

11

12

13

14

15

16

17

18

19

20

21

22

23

24

25

26

27

28

29

30

31

32

33

34

35

36

37

38

39

40

41

42

43

44

45

46

47

48

49

50

51

52

53

54

55

56

57

58

59

60

61

62

63

64

65

66

67

68

69

aspen

tech

Набор единиц:SI

Дата/время:Fri Jul 29 10:46:12 2016

Рабочая книга: Сценарий(Главная)(продолжение)

Compositions (продолжение)

FluidPkg:Все

Name	H2O(1)	Par	ObessolNeft	Water	NeftvT-9
CompMoleFrac(Methane)	0.0000*	0.0157	0.0005	0.0000	0.0005
CompMoleFrac(Ethane)	0.0000*	0.0180	0.0014	0.0000	0.0014
CompMoleFrac(Propane)	0.0000*	0.0792	0.0117	0.0000	0.0117
CompMoleFrac(i-Butane)	0.0000*	0.0189	0.0045	0.0000	0.0045
CompMoleFrac(n-Butane)	0.0000*	0.0780	0.0220	0.0000	0.0220
CompMoleFrac(H2O)	1.0000*	0.5542	0.0330	1.0000	0.0330
CompMoleFrac(S_Rhombic)	0.0000*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
CompMoleFrac(NBP(1)37*)	0.0000*	0.0290	0.0163	0.0000	0.0163
CompMoleFrac(NBP(1)51*)	0.0000*	0.0299	0.0214	0.0000	0.0214
CompMoleFrac(NBP(1)66*)	0.0000*	0.0544	0.0502	0.0000	0.0502
CompMoleFrac(NBP(1)79*)	0.0000*	0.0416	0.0494	0.0000	0.0494
CompMoleFrac(NBP(1)92*)	0.0000*	0.0290	0.0444	0.0000	0.0444
CompMoleFrac(NBP(1)107*)	0.0000*	0.0140	0.0284	0.0000	0.0284
CompMoleFrac(NBP(1)121*)	0.0000*	0.0097	0.0266	0.0000	0.0266
CompMoleFrac(NBP(1)136*)	0.0000*	0.0086	0.0320	0.0000	0.0320
CompMoleFrac(NBP(1)150*)	0.0000*	0.0063	0.0315	0.0000	0.0315
CompMoleFrac(NBP(1)164*)	0.0000*	0.0043	0.0297	0.0000	0.0297
CompMoleFrac(NBP(1)178*)	0.0000*	0.0030	0.0286	0.0000	0.0286
CompMoleFrac(NBP(1)192*)	0.0000*	0.0020	0.0268	0.0000	0.0268
CompMoleFrac(NBP(1)207*)	0.0000*	0.0014	0.0258	0.0000	0.0258
CompMoleFrac(NBP(1)221*)	0.0000*	0.0009	0.0251	0.0000	0.0251
CompMoleFrac(NBP(1)235*)	0.0000*	0.0006	0.0251	0.0000	0.0251
CompMoleFrac(NBP(1)249*)	0.0000*	0.0004	0.0256	0.0000	0.0256
CompMoleFrac(NBP(1)263*)	0.0000*	0.0003	0.0255	0.0000	0.0255
CompMoleFrac(NBP(1)278*)	0.0000*	0.0002	0.0243	0.0000	0.0243
CompMoleFrac(NBP(1)292*)	0.0000*	0.0001	0.0237	0.0000	0.0237
CompMoleFrac(NBP(1)306*)	0.0000*	0.0001	0.0231	0.0000	0.0231
CompMoleFrac(NBP(1)321*)	0.0000*	0.0000	0.0239	0.0000	0.0239
CompMoleFrac(NBP(1)334*)	0.0000*	0.0000	0.0237	0.0000	0.0237
CompMoleFrac(NBP(1)349*)	0.0000*	0.0000	0.0222	0.0000	0.0222
CompMoleFrac(NBP(1)363*)	0.0000*	0.0000	0.0220	0.0000	0.0220
CompMoleFrac(NBP(1)377*)	0.0000*	0.0000	0.0211	0.0000	0.0211
CompMoleFrac(NBP(1)391*)	0.0000*	0.0000	0.0199	0.0000	0.0199
CompMoleFrac(NBP(1)406*)	0.0000*	0.0000	0.0188	0.0000	0.0188
CompMoleFrac(NBP(1)420*)	0.0000*	0.0000	0.0177	0.0000	0.0177
CompMoleFrac(NBP(1)441*)	0.0000*	0.0000	0.0312	0.0000	0.0312
CompMoleFrac(NBP(1)468*)	0.0000*	0.0000	0.0272	0.0000	0.0272
CompMoleFrac(NBP(1)496*)	0.0000*	0.0000	0.0232	0.0000	0.0232
CompMoleFrac(NBP(1)524*)	0.0000*	0.0000	0.0199	0.0000	0.0199
CompMoleFrac(NBP(1)551*)	0.0000*	0.0000	0.0170	0.0000	0.0170
CompMoleFrac(NBP(1)579*)	0.0000*	0.0000	0.0129	0.0000	0.0129
CompMoleFrac(NBP(1)607*)	0.0000*	0.0000	0.0096	0.0000	0.0096
CompMoleFrac(NBP(1)635*)	0.0000*	0.0000	0.0094	0.0000	0.0094
CompMoleFrac(NBP(1)675*)	0.0000*	0.0000	0.0109	0.0000	0.0109
CompMoleFrac(NBP(1)728*)	0.0000*	0.0000	0.0065	0.0000	0.0065
CompMoleFrac(NBP(1)790*)	0.0000*	0.0000	0.0033	0.0000	0.0033
CompMoleFrac(NBP(1)847*)	0.0000*	0.0000	0.0029	0.0000	0.0029

AspenTechnology, Inc. AspenHYSYSVersion7.2(24.0.0.7263) Page7of34

1

2

3

4

5

6

7

8

9

10

11

12

13

14

15

16

17

18

19

20

21

22

23

24

25

26

27

28

29

30

31

32

33

34

35

36

37

38

39

40

41

42

43

44

45

46

47

48

49

50

51

52

53

54

55

56

57

58

59

60

61

62

63

64

65

66

67

68

69

aspen

tech

Набор единиц: SI

Дата/время: Fri Jul 29 10:46:12 2016

Рабочая книга: Сценарий(Главная)(продолжение)

Compositions (продолжение)

Fluid Pkg: Все

Name	NeftvT-11	vK-1oIT-12/1	vK-1oIT-12/3	3	vXB-1
CompMoleFrac(Methane)	0.0005	0.0005	0.0005	0.0017*	0.0016
CompMoleFrac(Ethane)	0.0014	0.0014	0.0014	0.0046*	0.0043
CompMoleFrac(Propane)	0.0117	0.0117	0.0117	0.0385*	0.0356
CompMoleFrac(i-Butane)	0.0045	0.0045	0.0045	0.0148*	0.0137
CompMoleFrac(n-Butane)	0.0220	0.0220	0.0220	0.0723*	0.0669
CompMoleFrac(H2O)	0.0330	0.0330	0.0330	0.0012*	0.0757
CompMoleFrac(S_Rhombic)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000*	0.0000
CompMoleFrac(NBP[1]37*)	0.0163	0.0163	0.0163	0.0536*	0.0496
CompMoleFrac(NBP[1]51*)	0.0214	0.0214	0.0214	0.0702*	0.0650
CompMoleFrac(NBP[1]66*)	0.0502	0.0502	0.0502	0.1646*	0.1524
CompMoleFrac(NBP[1]79*)	0.0494	0.0494	0.0494	0.1616*	0.1496
CompMoleFrac(NBP[1]92*)	0.0444	0.0444	0.0444	0.1399*	0.1296
CompMoleFrac(NBP[1]107*)	0.0284	0.0284	0.0284	0.0751*	0.0696
CompMoleFrac(NBP[1]121*)	0.0266	0.0266	0.0266	0.0558*	0.0517
CompMoleFrac(NBP[1]136*)	0.0320	0.0320	0.0320	0.0542*	0.0501
CompMoleFrac(NBP[1]150*)	0.0315	0.0315	0.0315	0.0424*	0.0392
CompMoleFrac(NBP[1]164*)	0.0297	0.0297	0.0297	0.0294*	0.0271
CompMoleFrac(NBP[1]178*)	0.0286	0.0286	0.0286	0.0169*	0.0155
CompMoleFrac(NBP[1]192*)	0.0268	0.0268	0.0268	0.0025*	0.0021
CompMoleFrac(NBP[1]207*)	0.0258	0.0258	0.0258	0.0004*	0.0004
CompMoleFrac(NBP[1]221*)	0.0251	0.0251	0.0251	0.0001*	0.0001
CompMoleFrac(NBP[1]235*)	0.0251	0.0251	0.0251	0.0000*	0.0000
CompMoleFrac(NBP[1]249*)	0.0256	0.0256	0.0256	0.0000*	0.0000
CompMoleFrac(NBP[1]263*)	0.0255	0.0255	0.0255	0.0000*	0.0000
CompMoleFrac(NBP[1]278*)	0.0243	0.0243	0.0243	0.0000*	0.0000
CompMoleFrac(NBP[1]292*)	0.0237	0.0237	0.0237	0.0000*	0.0000
CompMoleFrac(NBP[1]306*)	0.0231	0.0231	0.0231	0.0000*	0.0000
CompMoleFrac(NBP[1]321*)	0.0239	0.0239	0.0239	0.0000*	0.0000
CompMoleFrac(NBP[1]334*)	0.0237	0.0237	0.0237	0.0000*	0.0000
CompMoleFrac(NBP[1]349*)	0.0222	0.0222	0.0222	0.0000*	0.0000
CompMoleFrac(NBP[1]363*)	0.0220	0.0220	0.0220	0.0000*	0.0000
CompMoleFrac(NBP[1]377*)	0.0211	0.0211	0.0211	0.0000*	0.0000
CompMoleFrac(NBP[1]391*)	0.0199	0.0199	0.0199	0.0000*	0.0000
CompMoleFrac(NBP[1]406*)	0.0188	0.0188	0.0188	0.0000*	0.0000
CompMoleFrac(NBP[1]420*)	0.0177	0.0177	0.0177	0.0000*	0.0000
CompMoleFrac(NBP[1]441*)	0.0312	0.0312	0.0312	0.0000*	0.0000
CompMoleFrac(NBP[1]468*)	0.0272	0.0272	0.0272	0.0000*	0.0000
CompMoleFrac(NBP[1]496*)	0.0232	0.0232	0.0232	0.0000*	0.0000
CompMoleFrac(NBP[1]524*)	0.0199	0.0199	0.0199	0.0000*	0.0000
CompMoleFrac(NBP[1]551*)	0.0170	0.0170	0.0170	0.0000*	0.0000
CompMoleFrac(NBP[1]579*)	0.0129	0.0129	0.0129	0.0000*	0.0000
CompMoleFrac(NBP[1]607*)	0.0096	0.0096	0.0096	0.0000*	0.0000
CompMoleFrac(NBP[1]635*)	0.0094	0.0094	0.0094	0.0000*	0.0000
CompMoleFrac(NBP[1]675*)	0.0109	0.0109	0.0109	0.0000*	0.0000
CompMoleFrac(NBP[1]728*)	0.0065	0.0065	0.0065	0.0000*	0.0000
CompMoleFrac(NBP[1]790*)	0.0033	0.0033	0.0033	0.0000*	0.0000
CompMoleFrac(NBP[1]847*)	0.0029	0.0029	0.0029	0.0000*	0.0000

AspenTechnology, Inc. AspenHYSYSVersion7.2(24.0.0.7263) Page8of34

1						
2						
3						
4	Набор единиц: SI					
5	Дата/время: Fri Jul 29 10:46:12 2016					
6						
7	Рабочая книга: Сценарий(Главная)(продолжение)					
8						
9						
10	Compositions (продолжение)				Fluid Pkg:	Все
11	Name	PitK-2	CondparovK-1vE-1	ParE-1	RfluxK-1	H2O
12	CompMoleFrac(Methane)	0.0000	0.0016	0.1938	0.0017	0.0000
13	CompMoleFrac(Ethane)	0.0000	0.0043	0.1059	0.0046	0.0000
14	CompMoleFrac(Propane)	0.0000	0.0356	0.2724	0.0385	0.0000
15	CompMoleFrac(i-Butane)	0.0000	0.0137	0.0452	0.0149	0.0000
16	CompMoleFrac(n-Butane)	0.0000	0.0669	0.1597	0.0723	0.0000
17	CompMoleFrac(H2O)	0.0000	0.0757	0.0503	0.0012	1.0000
18	CompMoleFrac(S_Rhombic)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
19	CompMoleFrac(NBP(1)37*)	0.0000	0.0496	0.0377	0.0536	0.0000
20	CompMoleFrac(NBP(1)51*)	0.0000	0.0650	0.0315	0.0702	0.0000
21	CompMoleFrac(NBP(1)66*)	0.0000	0.1524	0.0470	0.1647	0.0000
22	CompMoleFrac(NBP(1)79*)	0.0003	0.1496	0.0297	0.1617	0.0000
23	CompMoleFrac(NBP(1)92*)	0.0026	0.1296	0.0166	0.1401	0.0000
24	CompMoleFrac(NBP(1)107*)	0.0083	0.0696	0.0054	0.0752	0.0000
25	CompMoleFrac(NBP(1)121*)	0.0145	0.0517	0.0024	0.0558	0.0000
26	CompMoleFrac(NBP(1)136*)	0.0234	0.0501	0.0013	0.0542	0.0000
27	CompMoleFrac(NBP(1)150*)	0.0281	0.0392	0.0006	0.0424	0.0000
28	CompMoleFrac(NBP(1)164*)	0.0313	0.0271	0.0002	0.0293	0.0000
29	CompMoleFrac(NBP(1)178*)	0.0354	0.0155	0.0001	0.0167	0.0000
30	CompMoleFrac(NBP(1)192*)	0.0394	0.0021	0.0000	0.0023	0.0000
31	CompMoleFrac(NBP(1)207*)	0.0387	0.0004	0.0000	0.0004	0.0000
32	CompMoleFrac(NBP(1)221*)	0.0378	0.0001	0.0000	0.0001	0.0000
33	CompMoleFrac(NBP(1)235*)	0.0378	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
34	CompMoleFrac(NBP(1)249*)	0.0386	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
35	CompMoleFrac(NBP(1)263*)	0.0385	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
36	CompMoleFrac(NBP(1)278*)	0.0366	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
37	CompMoleFrac(NBP(1)292*)	0.0357	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
38	CompMoleFrac(NBP(1)306*)	0.0348	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
39	CompMoleFrac(NBP(1)321*)	0.0361	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
40	CompMoleFrac(NBP(1)334*)	0.0357	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
41	CompMoleFrac(NBP(1)349*)	0.0335	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
42	CompMoleFrac(NBP(1)363*)	0.0332	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
43	CompMoleFrac(NBP(1)377*)	0.0318	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
44	CompMoleFrac(NBP(1)391*)	0.0301	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
45	CompMoleFrac(NBP(1)406*)	0.0284	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
46	CompMoleFrac(NBP(1)420*)	0.0267	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
47	CompMoleFrac(NBP(1)441*)	0.0470	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
48	CompMoleFrac(NBP(1)468*)	0.0411	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
49	CompMoleFrac(NBP(1)496*)	0.0350	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
50	CompMoleFrac(NBP(1)524*)	0.0299	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
51	CompMoleFrac(NBP(1)551*)	0.0257	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
52	CompMoleFrac(NBP(1)579*)	0.0194	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
53	CompMoleFrac(NBP(1)607*)	0.0144	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
54	CompMoleFrac(NBP(1)635*)	0.0142	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
55	CompMoleFrac(NBP(1)675*)	0.0165	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
56	CompMoleFrac(NBP(1)728*)	0.0098	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
57	CompMoleFrac(NBP(1)790*)	0.0050	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
58	CompMoleFrac(NBP(1)847*)	0.0044	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
59						
60						
61						
62						
63						
64						
65						
66						
67						
68						
69	Aspen Technology, Inc.		AspenHYSYS Version 7.2 (24.0.0.7263)		Page 9 of 34	

1

2

3

4

5

6

7

8

9

10

11

12

13

14

15

16

17

18

19

20

21

22

23

24

25

26

27

28

29

30

31

32

33

34

35

36

37

38

39

40

41

42

43

44

45

46

47

48

49

50

51

52

53

54

55

56

57

58

59

60

61

62

63

64

65

66

67

68

69

aspen tech

Набор единиц: SI

Дата/время: Fri Jul 29 10:46:12 2016

Рабочая книга: Сценарий(Главная)(продолжение)

Compositions (продолжение)

Fluid Pkg: Bce

Name	RfluxK-1(1)	BenzotE-1	PitK-2(1)	PitK-2(2)	ParK-2vXB-2
CompMoleFrac(Methane)	0.0017	0.0017	0.0000	0.0000*	0.0000
CompMoleFrac(Ethane)	0.0046	0.0046	0.0000	0.0000*	0.0000
CompMoleFrac(Propane)	0.0385	0.0385	0.0000	0.0000*	0.0000
CompMoleFrac(i-Butane)	0.0149	0.0149	0.0000	0.0000*	0.0000
CompMoleFrac(n-Butane)	0.0723	0.0723	0.0000	0.0000*	0.0000
CompMoleFrac(H2O)	0.0012	0.0012	0.0000	0.0000*	0.1894
CompMoleFrac(S_Rhombic)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000*	0.0000
CompMoleFrac(NBP(1)37*)	0.0536	0.0536	0.0000	0.0000*	0.0000
CompMoleFrac(NBP(1)51*)	0.0702	0.0702	0.0000	0.0000*	0.0000
CompMoleFrac(NBP(1)66*)	0.1647	0.1647	0.0000	0.0000*	0.0001
CompMoleFrac(NBP(1)79*)	0.1617	0.1617	0.0003	0.0003*	0.0012
CompMoleFrac(NBP(1)92*)	0.1401	0.1401	0.0026	0.0026*	0.0107
CompMoleFrac(NBP(1)107*)	0.0752	0.0752	0.0083	0.0083*	0.0336
CompMoleFrac(NBP(1)121*)	0.0558	0.0558	0.0145	0.0145*	0.0585
CompMoleFrac(NBP(1)136*)	0.0542	0.0542	0.0234	0.0234*	0.0943
CompMoleFrac(NBP(1)150*)	0.0424	0.0424	0.0281	0.0282*	0.1130
CompMoleFrac(NBP(1)164*)	0.0293	0.0293	0.0313	0.0314*	0.1243
CompMoleFrac(NBP(1)178*)	0.0167	0.0167	0.0354	0.0355*	0.1364
CompMoleFrac(NBP(1)192*)	0.0023	0.0023	0.0394	0.0395*	0.1466
CompMoleFrac(NBP(1)207*)	0.0004	0.0004	0.0387	0.0387*	0.0908
CompMoleFrac(NBP(1)221*)	0.0001	0.0001	0.0378	0.0378*	0.0012
CompMoleFrac(NBP(1)235*)	0.0000	0.0000	0.0378	0.0378*	0.0000
CompMoleFrac(NBP(1)249*)	0.0000	0.0000	0.0386	0.0386*	0.0000
CompMoleFrac(NBP(1)263*)	0.0000	0.0000	0.0385	0.0385*	0.0000
CompMoleFrac(NBP(1)278*)	0.0000	0.0000	0.0366	0.0366*	0.0000
CompMoleFrac(NBP(1)292*)	0.0000	0.0000	0.0357	0.0357*	0.0000
CompMoleFrac(NBP(1)306*)	0.0000	0.0000	0.0348	0.0348*	0.0000
CompMoleFrac(NBP(1)321*)	0.0000	0.0000	0.0361	0.0361*	0.0000
CompMoleFrac(NBP(1)334*)	0.0000	0.0000	0.0357	0.0357*	0.0000
CompMoleFrac(NBP(1)349*)	0.0000	0.0000	0.0335	0.0335*	0.0000
CompMoleFrac(NBP(1)363*)	0.0000	0.0000	0.0332	0.0332*	0.0000
CompMoleFrac(NBP(1)377*)	0.0000	0.0000	0.0318	0.0318*	0.0000
CompMoleFrac(NBP(1)391*)	0.0000	0.0000	0.0301	0.0301*	0.0000
CompMoleFrac(NBP(1)406*)	0.0000	0.0000	0.0284	0.0284*	0.0000
CompMoleFrac(NBP(1)420*)	0.0000	0.0000	0.0267	0.0267*	0.0000
CompMoleFrac(NBP(1)441*)	0.0000	0.0000	0.0470	0.0470*	0.0000
CompMoleFrac(NBP(1)468*)	0.0000	0.0000	0.0411	0.0411*	0.0000
CompMoleFrac(NBP(1)496*)	0.0000	0.0000	0.0350	0.0350*	0.0000
CompMoleFrac(NBP(1)524*)	0.0000	0.0000	0.0299	0.0299*	0.0000
CompMoleFrac(NBP(1)551*)	0.0000	0.0000	0.0257	0.0257*	0.0000
CompMoleFrac(NBP(1)579*)	0.0000	0.0000	0.0194	0.0194*	0.0000
CompMoleFrac(NBP(1)607*)	0.0000	0.0000	0.0144	0.0144*	0.0000
CompMoleFrac(NBP(1)635*)	0.0000	0.0000	0.0142	0.0142*	0.0000
CompMoleFrac(NBP(1)675*)	0.0000	0.0000	0.0165	0.0165*	0.0000
CompMoleFrac(NBP(1)728*)	0.0000	0.0000	0.0098	0.0098*	0.0000
CompMoleFrac(NBP(1)790*)	0.0000	0.0000	0.0050	0.0050*	0.0000
CompMoleFrac(NBP(1)847*)	0.0000	0.0000	0.0044	0.0044*	0.0000

Aspen Technology, Inc.

AspenHYSYS Version 7.2(24.0.0.7263)

Page 10 of 34

aspen

tech

Набор единиц: SI

Дата/время: Fri Jul 29 10:46:12 2016

Рабочая книга: Сценарий(Главная)(продолжение)

Compositions (продолжение)

Fluid Pkg: Все

Name	PitK-5	OstrOroshK-2	ParvK-2	2COK-2na13tr	1COK2
CompMoleFrac(Methane)	0.0000	0.0000*	0.0000*	0.0000	0.0000
CompMoleFrac(Ethane)	0.0000	0.0000*	0.0000*	0.0000	0.0000
CompMoleFrac(Propane)	0.0000	0.0000*	0.0000*	0.0000	0.0000
CompMoleFrac(i-Butane)	0.0000	0.0000*	0.0000*	0.0000	0.0000
CompMoleFrac(n-Butane)	0.0000	0.0000*	0.0000*	0.0000	0.0000
CompMoleFrac(H2O)	0.0036	0.0019*	1.0000*	0.0030	0.0006
CompMoleFrac(S_Rhombic)	0.0000	0.0000*	0.0000*	0.0000	0.0000
CompMoleFrac(NBP[1]37*)	0.0000	0.0000*	0.0000*	0.0000	0.0000
CompMoleFrac(NBP[1]51*)	0.0000	0.0000*	0.0000*	0.0000	0.0000
CompMoleFrac(NBP[1]66*)	0.0000	0.0001*	0.0000*	0.0000	0.0000
CompMoleFrac(NBP[1]79*)	0.0000	0.0015*	0.0000*	0.0000	0.0000
CompMoleFrac(NBP[1]92*)	0.0000	0.0132*	0.0000*	0.0000	0.0001
CompMoleFrac(NBP[1]107*)	0.0000	0.0414*	0.0000*	0.0000	0.0004
CompMoleFrac(NBP[1]121*)	0.0000	0.0719*	0.0000*	0.0000	0.0010
CompMoleFrac(NBP[1]136*)	0.0000	0.1159*	0.0000*	0.0000	0.0021
CompMoleFrac(NBP[1]150*)	0.0000	0.1389*	0.0000*	0.0000	0.0032
CompMoleFrac(NBP[1]164*)	0.0000	0.1527*	0.0000*	0.0000	0.0047
CompMoleFrac(NBP[1]178*)	0.0000	0.1675*	0.0000*	0.0000	0.0073
CompMoleFrac(NBP[1]192*)	0.0000	0.1816*	0.0000*	0.0000	0.0114
CompMoleFrac(NBP[1]207*)	0.0000	0.1117*	0.0000*	0.0000	0.0187
CompMoleFrac(NBP[1]221*)	0.0000	0.0017*	0.0000*	0.0000	0.0343
CompMoleFrac(NBP[1]235*)	0.0000	0.0000*	0.0000*	0.0002	0.0518
CompMoleFrac(NBP[1]249*)	0.0001	0.0000*	0.0000*	0.0013	0.0819
CompMoleFrac(NBP[1]263*)	0.0013	0.0000*	0.0000*	0.0051	0.1277
CompMoleFrac(NBP[1]278*)	0.0050	0.0000*	0.0000*	0.0116	0.1881
CompMoleFrac(NBP[1]292*)	0.0138	0.0000*	0.0000*	0.0232	0.2621
CompMoleFrac(NBP[1]306*)	0.0438	0.0000*	0.0000*	0.0607	0.1878
CompMoleFrac(NBP[1]321*)	0.0667	0.0000*	0.0000*	0.0812	0.0163
CompMoleFrac(NBP[1]334*)	0.0659	0.0000*	0.0000*	0.0735	0.0007
CompMoleFrac(NBP[1]349*)	0.0612	0.0000*	0.0000*	0.0639	0.0000
CompMoleFrac(NBP[1]363*)	0.0603	0.0000*	0.0000*	0.0601	0.0000
CompMoleFrac(NBP[1]377*)	0.0574	0.0000*	0.0000*	0.0554	0.0000
CompMoleFrac(NBP[1]391*)	0.0541	0.0000*	0.0000*	0.0509	0.0000
CompMoleFrac(NBP[1]406*)	0.0509	0.0000*	0.0000*	0.0471	0.0000
CompMoleFrac(NBP[1]420*)	0.0478	0.0000*	0.0000*	0.0438	0.0000
CompMoleFrac(NBP[1]441*)	0.0840	0.0000*	0.0000*	0.0780	0.0000
CompMoleFrac(NBP[1]468*)	0.0733	0.0000*	0.0000*	0.0658	0.0000
CompMoleFrac(NBP[1]496*)	0.0625	0.0000*	0.0000*	0.0558	0.0000
CompMoleFrac(NBP[1]524*)	0.0534	0.0000*	0.0000*	0.0476	0.0000
CompMoleFrac(NBP[1]551*)	0.0458	0.0000*	0.0000*	0.0408	0.0000
CompMoleFrac(NBP[1]579*)	0.0346	0.0000*	0.0000*	0.0309	0.0000
CompMoleFrac(NBP[1]607*)	0.0257	0.0000*	0.0000*	0.0229	0.0000
CompMoleFrac(NBP[1]635*)	0.0252	0.0000*	0.0000*	0.0225	0.0000
CompMoleFrac(NBP[1]675*)	0.0293	0.0000*	0.0000*	0.0261	0.0000
CompMoleFrac(NBP[1]728*)	0.0175	0.0000*	0.0000*	0.0156	0.0000
CompMoleFrac(NBP[1]790*)	0.0089	0.0000*	0.0000*	0.0079	0.0000
CompMoleFrac(NBP[1]847*)	0.0079	0.0000*	0.0000*	0.0070	0.0000

Aspen Technology, Inc. AspenHYSYS Version 7.2(24.0.0.7263) Page 11 of 34

1						
2						
3			Набор единиц: SI			
4			Дата/время: Fri Jul 29 10:46:12 2016			
5						
6						
7			Рабочая книга: Сценарий(Главная)(продолжение)			
8						
9						
10			Compositions (продолжение)		FluidPkg:	Bce
11	Name	1COK2(3)	CondparovK-2vE-2	vE-2	H2OisE-2	IzbbenzisE-3
12	CompMoleFrac(Methane)	0.0000*	0.0000	0.0000*	0.0000	0.0000
13	CompMoleFrac(Ethane)	0.0000*	0.0000	0.0000*	0.0000	0.0000
14	CompMoleFrac(Propane)	0.0000*	0.0000	0.0000*	0.0000	0.0000
15	CompMoleFrac(i-Butane)	0.0000*	0.0000	0.0000*	0.0000	0.0000
16	CompMoleFrac(n-Butane)	0.0000*	0.0000	0.0000*	0.0000	0.0000
17	CompMoleFrac(H2O)	0.0006*	0.1894	0.1895*	1.0000	0.0019
18	CompMoleFrac(S_Rhombic)	0.0000*	0.0000	0.0000*	0.0000	0.0000
19	CompMoleFrac(NBP[1]37*)	0.0000*	0.0000	0.0000*	0.0000	0.0000
20	CompMoleFrac(NBP[1]51*)	0.0000*	0.0000	0.0000*	0.0000	0.0000
21	CompMoleFrac(NBP[1]66*)	0.0000*	0.0001	0.0001*	0.0000	0.0001
22	CompMoleFrac(NBP[1]79*)	0.0000*	0.0012	0.0012*	0.0000	0.0015
23	CompMoleFrac(NBP[1]92*)	0.0001*	0.0107	0.0107*	0.0000	0.0132
24	CompMoleFrac(NBP[1]107*)	0.0004*	0.0336	0.0337*	0.0000	0.0414
25	CompMoleFrac(NBP[1]121*)	0.0010*	0.0585	0.0584*	0.0000	0.0719
26	CompMoleFrac(NBP[1]136*)	0.0021*	0.0943	0.0941*	0.0000	0.1159
27	CompMoleFrac(NBP[1]150*)	0.0032*	0.1130	0.1128*	0.0000	0.1389
28	CompMoleFrac(NBP[1]164*)	0.0047*	0.1243	0.1240*	0.0000	0.1527
29	CompMoleFrac(NBP[1]178*)	0.0072*	0.1364	0.1360*	0.0000	0.1675
30	CompMoleFrac(NBP[1]192*)	0.0114*	0.1466	0.1474*	0.0000	0.1816
31	CompMoleFrac(NBP[1]207*)	0.0188*	0.0908	0.0907*	0.0000	0.1117
32	CompMoleFrac(NBP[1]221*)	0.0343*	0.0012	0.0014*	0.0000	0.0017
33	CompMoleFrac(NBP[1]235*)	0.0518*	0.0000	0.0000*	0.0000	0.0000
34	CompMoleFrac(NBP[1]249*)	0.0818*	0.0000	0.0000*	0.0000	0.0000
35	CompMoleFrac(NBP[1]263*)	0.1276*	0.0000	0.0000*	0.0000	0.0000
36	CompMoleFrac(NBP[1]278*)	0.1879*	0.0000	0.0000*	0.0000	0.0000
37	CompMoleFrac(NBP[1]292*)	0.2613*	0.0000	0.0000*	0.0000	0.0000
38	CompMoleFrac(NBP[1]306*)	0.1884*	0.0000	0.0000*	0.0000	0.0000
39	CompMoleFrac(NBP[1]321*)	0.0167*	0.0000	0.0000*	0.0000	0.0000
40	CompMoleFrac(NBP[1]334*)	0.0007*	0.0000	0.0000*	0.0000	0.0000
41	CompMoleFrac(NBP[1]349*)	0.0000*	0.0000	0.0000*	0.0000	0.0000
42	CompMoleFrac(NBP[1]363*)	0.0000*	0.0000	0.0000*	0.0000	0.0000
43	CompMoleFrac(NBP[1]377*)	0.0000*	0.0000	0.0000*	0.0000	0.0000
44	CompMoleFrac(NBP[1]391*)	0.0000*	0.0000	0.0000*	0.0000	0.0000
45	CompMoleFrac(NBP[1]406*)	0.0000*	0.0000	0.0000*	0.0000	0.0000
46	CompMoleFrac(NBP[1]420*)	0.0000*	0.0000	0.0000*	0.0000	0.0000
47	CompMoleFrac(NBP[1]441*)	0.0000*	0.0000	0.0000*	0.0000	0.0000
48	CompMoleFrac(NBP[1]468*)	0.0000*	0.0000	0.0000*	0.0000	0.0000
49	CompMoleFrac(NBP[1]496*)	0.0000*	0.0000	0.0000*	0.0000	0.0000
50	CompMoleFrac(NBP[1]524*)	0.0000*	0.0000	0.0000*	0.0000	0.0000
51	CompMoleFrac(NBP[1]551*)	0.0000*	0.0000	0.0000*	0.0000	0.0000
52	CompMoleFrac(NBP[1]579*)	0.0000*	0.0000	0.0000*	0.0000	0.0000
53	CompMoleFrac(NBP[1]607*)	0.0000*	0.0000	0.0000*	0.0000	0.0000
54	CompMoleFrac(NBP[1]635*)	0.0000*	0.0000	0.0000*	0.0000	0.0000
55	CompMoleFrac(NBP[1]675*)	0.0000*	0.0000	0.0000*	0.0000	0.0000
56	CompMoleFrac(NBP[1]728*)	0.0000*	0.0000	0.0000*	0.0000	0.0000
57	CompMoleFrac(NBP[1]790*)	0.0000*	0.0000	0.0000*	0.0000	0.0000
58	CompMoleFrac(NBP[1]847*)	0.0000*	0.0000	0.0000*	0.0000	0.0000
59						
60						
61						
62						
63						
64						
65						
66						
67						
68						
69	Aspen Technology, Inc.		AspenHYSYS Version 7.2 (24.0.0.7263)		Page 12 of 34	

1					
2					
3					
4					
5					
6					
7					
8					
9					
10					
11					
12					
13					
14					
15					
16					
17					
18					
19					
20					
21					
22					
23					
24					
25					
26					
27					
28					
29					
30					
31					
32					
33					
34					
35					
36					
37					
38					
39					
40					
41					
42					
43					
44					
45					
46					
47					
48					
49					
50					
51					
52					
53					
54					
55					
56					
57					
58					
59					
60					
61					
62					
63					
64					
65					
66					
67					
68					
69					



Наборединиц: SI

Дата/время: FriJul2910:46:122016

Рабочаякнига: Сценарий(Главная)(продолжение)

Compositions (продолжение)

FluidPkg: Bce

Name	BenzotE-2	OstroroshK2	2COK2(1)	2CovK2	Benzustanovki
CompMoleFrac(Methane)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0012
CompMoleFrac(Ethane)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0032
CompMoleFrac(Propane)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0269
CompMoleFrac(i-Butane)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0104
CompMoleFrac(n-Butane)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0505
CompMoleFrac(H2O)	0.0019	0.0019	0.0030	0.0030	0.0014
CompMoleFrac(S_Rhombic)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
CompMoleFrac(NBP[1]37*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0374
CompMoleFrac(NBP[1]51*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0490
CompMoleFrac(NBP[1]66*)	0.0001	0.0001	0.0000	0.0000	0.1149
CompMoleFrac(NBP[1]79*)	0.0015	0.0015	0.0000	0.0000	0.1132
CompMoleFrac(NBP[1]92*)	0.0132	0.0132	0.0000	0.0000	0.1017
CompMoleFrac(NBP[1]107*)	0.0414	0.0414	0.0000	0.0000	0.0650
CompMoleFrac(NBP[1]121*)	0.0719	0.0719	0.0000	0.0000	0.0607
CompMoleFrac(NBP[1]136*)	0.1159	0.1159	0.0000	0.0000	0.0729
CompMoleFrac(NBP[1]150*)	0.1389	0.1389	0.0000	0.0000	0.0716
CompMoleFrac(NBP[1]164*)	0.1527	0.1527	0.0000	0.0000	0.0666
CompMoleFrac(NBP[1]178*)	0.1675	0.1675	0.0000	0.0000	0.0623
CompMoleFrac(NBP[1]192*)	0.1816	0.1816	0.0000	0.0000	0.0565
CompMoleFrac(NBP[1]207*)	0.1117	0.1117	0.0000	0.0000	0.0340
CompMoleFrac(NBP[1]221*)	0.0017	0.0017	0.0000	0.0000	0.0006
CompMoleFrac(NBP[1]235*)	0.0000	0.0000	0.0002	0.0002	0.0000
CompMoleFrac(NBP[1]249*)	0.0000	0.0000	0.0013	0.0013	0.0000
CompMoleFrac(NBP[1]263*)	0.0000	0.0000	0.0051	0.0051	0.0000
CompMoleFrac(NBP[1]278*)	0.0000	0.0000	0.0116	0.0116	0.0000
CompMoleFrac(NBP[1]292*)	0.0000	0.0000	0.0232	0.0232	0.0000
CompMoleFrac(NBP[1]306*)	0.0000	0.0000	0.0607	0.0607	0.0000
CompMoleFrac(NBP[1]321*)	0.0000	0.0000	0.0812	0.0812	0.0000
CompMoleFrac(NBP[1]334*)	0.0000	0.0000	0.0734	0.0734	0.0000
CompMoleFrac(NBP[1]349*)	0.0000	0.0000	0.0639	0.0639	0.0000
CompMoleFrac(NBP[1]363*)	0.0000	0.0000	0.0601	0.0601	0.0000
CompMoleFrac(NBP[1]377*)	0.0000	0.0000	0.0554	0.0554	0.0000
CompMoleFrac(NBP[1]391*)	0.0000	0.0000	0.0509	0.0509	0.0000
CompMoleFrac(NBP[1]406*)	0.0000	0.0000	0.0471	0.0471	0.0000
CompMoleFrac(NBP[1]420*)	0.0000	0.0000	0.0438	0.0438	0.0000
CompMoleFrac(NBP[1]441*)	0.0000	0.0000	0.0760	0.0760	0.0000
CompMoleFrac(NBP[1]468*)	0.0000	0.0000	0.0658	0.0658	0.0000
CompMoleFrac(NBP[1]496*)	0.0000	0.0000	0.0558	0.0558	0.0000
CompMoleFrac(NBP[1]524*)	0.0000	0.0000	0.0476	0.0476	0.0000
CompMoleFrac(NBP[1]551*)	0.0000	0.0000	0.0408	0.0408	0.0000
CompMoleFrac(NBP[1]579*)	0.0000	0.0000	0.0309	0.0309	0.0000
CompMoleFrac(NBP[1]607*)	0.0000	0.0000	0.0229	0.0229	0.0000
CompMoleFrac(NBP[1]635*)	0.0000	0.0000	0.0225	0.0225	0.0000
CompMoleFrac(NBP[1]675*)	0.0000	0.0000	0.0261	0.0261	0.0000
CompMoleFrac(NBP[1]728*)	0.0000	0.0000	0.0156	0.0156	0.0000
CompMoleFrac(NBP[1]790*)	0.0000	0.0000	0.0079	0.0079	0.0000
CompMoleFrac(NBP[1]847*)	0.0000	0.0000	0.0070	0.0070	0.0000

1

2

3

4

5

6

7

8

9

10

11

12

13

14

15

16

17

18

19

20

21

22

23

24

25

26

27

28

29

30

31

32

33

34

35

36

37

38

39

40

41

42

43

44

45

46

47

48

49

50

51

52

53

54

55

56

57

58

59

60

61

62

63

64

65

66

67

68

69

aspen tech

Набор единиц: SI

Дата/время: Fri Jul 29 10:46:12 2016

Рабочая книга: Сценарий(Главная)(продолжение)

Compositions (продолжение)

Fluid Pkg: Все

Name	PitK-5(1)	LVGsUstanovki	NeftvK-1	NeftvK-1 posle TP-3	NeftvT-12/3
CompMoleFrac(Methane)	0.0000*	0.0000	0.0005	0.0005*	0.0005
CompMoleFrac(Ethane)	0.0000*	0.0000	0.0014	0.0014*	0.0014
CompMoleFrac(Propane)	0.0000*	0.0000	0.0117	0.0117*	0.0117
CompMoleFrac(i-Butane)	0.0000*	0.0000	0.0045	0.0045*	0.0045
CompMoleFrac(n-Butane)	0.0000*	0.0000	0.0220	0.0220*	0.0220
CompMoleFrac(H2O)	0.0036*	0.0000	0.0330	0.0330*	0.0330
CompMoleFrac(S_Rhombic)	0.0000*	0.0000	0.0000	0.0000*	0.0000
CompMoleFrac(NBP(1)37*)	0.0000*	0.0000	0.0163	0.0163*	0.0163
CompMoleFrac(NBP(1)51*)	0.0000*	0.0000	0.0214	0.0214*	0.0214
CompMoleFrac(NBP(1)66*)	0.0000*	0.0000	0.0502	0.0502*	0.0502
CompMoleFrac(NBP(1)79*)	0.0000*	0.0000	0.0494	0.0494*	0.0494
CompMoleFrac(NBP(1)92*)	0.0000*	0.0000	0.0444	0.0444*	0.0444
CompMoleFrac(NBP(1)107*)	0.0000*	0.0000	0.0284	0.0284*	0.0284
CompMoleFrac(NBP(1)121*)	0.0000*	0.0000	0.0266	0.0266*	0.0266
CompMoleFrac(NBP(1)136*)	0.0000*	0.0000	0.0320	0.0320*	0.0320
CompMoleFrac(NBP(1)150*)	0.0000*	0.0000	0.0315	0.0315*	0.0315
CompMoleFrac(NBP(1)164*)	0.0000*	0.0000	0.0297	0.0297*	0.0297
CompMoleFrac(NBP(1)178*)	0.0000*	0.0000	0.0286	0.0286*	0.0286
CompMoleFrac(NBP(1)192*)	0.0000*	0.0000	0.0268	0.0268*	0.0268
CompMoleFrac(NBP(1)207*)	0.0000*	0.0000	0.0258	0.0258*	0.0258
CompMoleFrac(NBP(1)221*)	0.0000*	0.0000	0.0251	0.0251*	0.0251
CompMoleFrac(NBP(1)235*)	0.0000*	0.0000	0.0251	0.0251*	0.0251
CompMoleFrac(NBP(1)249*)	0.0001*	0.0000	0.0256	0.0256*	0.0256
CompMoleFrac(NBP(1)263*)	0.0013*	0.0005	0.0255	0.0255*	0.0255
CompMoleFrac(NBP(1)278*)	0.0050*	0.0029	0.0243	0.0243*	0.0243
CompMoleFrac(NBP(1)292*)	0.0138*	0.0130	0.0237	0.0237*	0.0237
CompMoleFrac(NBP(1)306*)	0.0438*	0.0680	0.0231	0.0231*	0.0231
CompMoleFrac(NBP(1)321*)	0.0667*	0.1648	0.0239	0.0239*	0.0239
CompMoleFrac(NBP(1)334*)	0.0659*	0.2281	0.0237	0.0237*	0.0237
CompMoleFrac(NBP(1)349*)	0.0612*	0.1898	0.0222	0.0222*	0.0222
CompMoleFrac(NBP(1)363*)	0.0603*	0.0609	0.0220	0.0220*	0.0220
CompMoleFrac(NBP(1)377*)	0.0574*	0.0323	0.0211	0.0211*	0.0211
CompMoleFrac(NBP(1)391*)	0.0541*	0.0252	0.0199	0.0199*	0.0199
CompMoleFrac(NBP(1)406*)	0.0509*	0.0216	0.0188	0.0188*	0.0188
CompMoleFrac(NBP(1)420*)	0.0478*	0.0192	0.0177	0.0177*	0.0177
CompMoleFrac(NBP(1)441*)	0.0840*	0.0322	0.0312	0.0312*	0.0312
CompMoleFrac(NBP(1)468*)	0.0733*	0.0273	0.0272	0.0272*	0.0272
CompMoleFrac(NBP(1)496*)	0.0625*	0.0230	0.0232	0.0232*	0.0232
CompMoleFrac(NBP(1)524*)	0.0534*	0.0196	0.0199	0.0199*	0.0199
CompMoleFrac(NBP(1)551*)	0.0458*	0.0168	0.0170	0.0170*	0.0170
CompMoleFrac(NBP(1)579*)	0.0346*	0.0127	0.0129	0.0129*	0.0129
CompMoleFrac(NBP(1)607*)	0.0257*	0.0094	0.0096	0.0096*	0.0096
CompMoleFrac(NBP(1)635*)	0.0253*	0.0093	0.0094	0.0094*	0.0094
CompMoleFrac(NBP(1)675*)	0.0293*	0.0108	0.0109	0.0109*	0.0109
CompMoleFrac(NBP(1)728*)	0.0175*	0.0064	0.0065	0.0065*	0.0065
CompMoleFrac(NBP(1)790*)	0.0089*	0.0033	0.0033	0.0033*	0.0033
CompMoleFrac(NBP(1)847*)	0.0079*	0.0029	0.0029	0.0029*	0.0029

Aspen Technology, Inc. AspenHYSYSVersion7.2(24.0.0.7263) Page14of34

1						
2						
3						
4						
5	Набор единиц: SI					
6	Дата/время: Fri Jul 29 10:46:12 2016					
7						
8	Рабочая книга: Сценарий(Главная)(продолжение)					
9						
10	Compositions (продолжение) Fluid Pkg: Все					
11	Name	NeftvELOU(3)	NeftvT-2	NeftvT-3	NeftvT-6	NeftvT-7
12	CompMoleFrac(Methane)	0.0004	0.0004	0.0004	0.0004	0.0004
13	CompMoleFrac(Ethane)	0.0011	0.0011	0.0011	0.0011	0.0011
14	CompMoleFrac(Propane)	0.0091	0.0091	0.0091	0.0091	0.0091
15	CompMoleFrac(i-Butane)	0.0035	0.0035	0.0035	0.0035	0.0035
16	CompMoleFrac(n-Butane)	0.0170	0.0170	0.0170	0.0170	0.0170
17	CompMoleFrac(H2O)	0.2528	0.2528	0.2528	0.2528	0.2528
18	CompMoleFrac(S_Rhombic)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
19	CompMoleFrac(NBP(1)37*)	0.0126	0.0126	0.0126	0.0126	0.0126
20	CompMoleFrac(NBP(1)51*)	0.0165	0.0165	0.0165	0.0165	0.0165
21	CompMoleFrac(NBP(1)66*)	0.0388	0.0388	0.0388	0.0388	0.0388
22	CompMoleFrac(NBP(1)79*)	0.0382	0.0382	0.0382	0.0382	0.0382
23	CompMoleFrac(NBP(1)92*)	0.0343	0.0343	0.0343	0.0343	0.0343
24	CompMoleFrac(NBP(1)107*)	0.0219	0.0219	0.0219	0.0219	0.0219
25	CompMoleFrac(NBP(1)121*)	0.0205	0.0205	0.0205	0.0205	0.0205
26	CompMoleFrac(NBP(1)136*)	0.0247	0.0247	0.0247	0.0247	0.0247
27	CompMoleFrac(NBP(1)150*)	0.0244	0.0244	0.0244	0.0244	0.0244
28	CompMoleFrac(NBP(1)164*)	0.0229	0.0229	0.0229	0.0229	0.0229
29	CompMoleFrac(NBP(1)178*)	0.0221	0.0221	0.0221	0.0221	0.0221
30	CompMoleFrac(NBP(1)192*)	0.0207	0.0207	0.0207	0.0207	0.0207
31	CompMoleFrac(NBP(1)207*)	0.0199	0.0199	0.0199	0.0199	0.0199
32	CompMoleFrac(NBP(1)221*)	0.0194	0.0194	0.0194	0.0194	0.0194
33	CompMoleFrac(NBP(1)235*)	0.0194	0.0194	0.0194	0.0194	0.0194
34	CompMoleFrac(NBP(1)249*)	0.0198	0.0198	0.0198	0.0198	0.0198
35	CompMoleFrac(NBP(1)263*)	0.0197	0.0197	0.0197	0.0197	0.0197
36	CompMoleFrac(NBP(1)278*)	0.0188	0.0188	0.0188	0.0188	0.0188
37	CompMoleFrac(NBP(1)292*)	0.0183	0.0183	0.0183	0.0183	0.0183
38	CompMoleFrac(NBP(1)306*)	0.0178	0.0178	0.0178	0.0178	0.0178
39	CompMoleFrac(NBP(1)321*)	0.0185	0.0185	0.0185	0.0185	0.0185
40	CompMoleFrac(NBP(1)334*)	0.0183	0.0183	0.0183	0.0183	0.0183
41	CompMoleFrac(NBP(1)349*)	0.0172	0.0172	0.0172	0.0172	0.0172
42	CompMoleFrac(NBP(1)363*)	0.0170	0.0170	0.0170	0.0170	0.0170
43	CompMoleFrac(NBP(1)377*)	0.0163	0.0163	0.0163	0.0163	0.0163
44	CompMoleFrac(NBP(1)391*)	0.0154	0.0154	0.0154	0.0154	0.0154
45	CompMoleFrac(NBP(1)406*)	0.0145	0.0145	0.0145	0.0145	0.0145
46	CompMoleFrac(NBP(1)420*)	0.0137	0.0137	0.0137	0.0137	0.0137
47	CompMoleFrac(NBP(1)441*)	0.0241	0.0241	0.0241	0.0241	0.0241
48	CompMoleFrac(NBP(1)468*)	0.0211	0.0211	0.0211	0.0211	0.0211
49	CompMoleFrac(NBP(1)496*)	0.0179	0.0179	0.0179	0.0179	0.0179
50	CompMoleFrac(NBP(1)524*)	0.0153	0.0153	0.0153	0.0153	0.0153
51	CompMoleFrac(NBP(1)551*)	0.0132	0.0132	0.0132	0.0132	0.0132
52	CompMoleFrac(NBP(1)579*)	0.0100	0.0100	0.0100	0.0100	0.0100
53	CompMoleFrac(NBP(1)607*)	0.0074	0.0074	0.0074	0.0074	0.0074
54	CompMoleFrac(NBP(1)635*)	0.0073	0.0073	0.0073	0.0073	0.0073
55	CompMoleFrac(NBP(1)675*)	0.0084	0.0084	0.0084	0.0084	0.0084
56	CompMoleFrac(NBP(1)728*)	0.0050	0.0050	0.0050	0.0050	0.0050
57	CompMoleFrac(NBP(1)790*)	0.0025	0.0025	0.0025	0.0025	0.0025
58	CompMoleFrac(NBP(1)847*)	0.0023	0.0023	0.0023	0.0023	0.0023
59						
60						
61						
62						
63						
64						
65						
66						
67						
68						
69	Aspen Technology, Inc.	AspenHYSYS Version 7.2 (24.0.0.7263)				Page 15 of 34

1						
2						
3						
4	Набор единиц: SI					
5	Дата/время: Fri Jul 29 10:46:12 2016					
6						
7	Рабочая книга: Сценарий(Главная)(продолжение)					
8						
9						
10	Compositions (продолжение) FluidPkg: Все					
11	Name	NeftvT-8	NeftvT-10	NeftvT-12/2	NeftvK-1otT-12/2	vX-1
12	CompMoleFrac(Methane)	0.0004	0.0005	0.0005	0.0005	0.0016
13	CompMoleFrac(Ethane)	0.0011	0.0014	0.0014	0.0014	0.0043
14	CompMoleFrac(Propane)	0.0091	0.0117	0.0117	0.0117	0.0356
15	CompMoleFrac(i-Butane)	0.0035	0.0045	0.0045	0.0045	0.0137
16	CompMoleFrac(n-Butane)	0.0170	0.0220	0.0220	0.0220	0.0669
17	CompMoleFrac(H2O)	0.2528	0.0330	0.0330	0.0330	0.0757
18	CompMoleFrac(S_Rhombic)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
19	CompMoleFrac(NBP[1]37*)	0.0126	0.0163	0.0163	0.0163	0.0496
20	CompMoleFrac(NBP[1]51*)	0.0165	0.0214	0.0214	0.0214	0.0650
21	CompMoleFrac(NBP[1]66*)	0.0388	0.0502	0.0502	0.0502	0.1524
22	CompMoleFrac(NBP[1]79*)	0.0382	0.0494	0.0494	0.0494	0.1496
23	CompMoleFrac(NBP[1]92*)	0.0343	0.0444	0.0444	0.0444	0.1296
24	CompMoleFrac(NBP[1]107*)	0.0219	0.0284	0.0284	0.0284	0.0696
25	CompMoleFrac(NBP[1]121*)	0.0205	0.0266	0.0266	0.0266	0.0517
26	CompMoleFrac(NBP[1]136*)	0.0247	0.0320	0.0320	0.0320	0.0501
27	CompMoleFrac(NBP[1]150*)	0.0244	0.0315	0.0315	0.0315	0.0392
28	CompMoleFrac(NBP[1]164*)	0.0229	0.0297	0.0297	0.0297	0.0271
29	CompMoleFrac(NBP[1]178*)	0.0221	0.0286	0.0286	0.0286	0.0155
30	CompMoleFrac(NBP[1]192*)	0.0207	0.0268	0.0268	0.0268	0.0021
31	CompMoleFrac(NBP[1]207*)	0.0199	0.0258	0.0258	0.0258	0.0004
32	CompMoleFrac(NBP[1]221*)	0.0194	0.0251	0.0251	0.0251	0.0001
33	CompMoleFrac(NBP[1]235*)	0.0194	0.0251	0.0251	0.0251	0.0000
34	CompMoleFrac(NBP[1]249*)	0.0198	0.0256	0.0256	0.0256	0.0000
35	CompMoleFrac(NBP[1]263*)	0.0197	0.0255	0.0255	0.0255	0.0000
36	CompMoleFrac(NBP[1]278*)	0.0188	0.0243	0.0243	0.0243	0.0000
37	CompMoleFrac(NBP[1]292*)	0.0183	0.0237	0.0237	0.0237	0.0000
38	CompMoleFrac(NBP[1]306*)	0.0178	0.0231	0.0231	0.0231	0.0000
39	CompMoleFrac(NBP[1]321*)	0.0185	0.0239	0.0239	0.0239	0.0000
40	CompMoleFrac(NBP[1]334*)	0.0183	0.0237	0.0237	0.0237	0.0000
41	CompMoleFrac(NBP[1]349*)	0.0172	0.0222	0.0222	0.0222	0.0000
42	CompMoleFrac(NBP[1]363*)	0.0170	0.0220	0.0220	0.0220	0.0000
43	CompMoleFrac(NBP[1]377*)	0.0163	0.0211	0.0211	0.0211	0.0000
44	CompMoleFrac(NBP[1]391*)	0.0154	0.0199	0.0199	0.0199	0.0000
45	CompMoleFrac(NBP[1]406*)	0.0145	0.0188	0.0188	0.0188	0.0000
46	CompMoleFrac(NBP[1]420*)	0.0137	0.0177	0.0177	0.0177	0.0000
47	CompMoleFrac(NBP[1]441*)	0.0241	0.0312	0.0312	0.0312	0.0000
48	CompMoleFrac(NBP[1]468*)	0.0211	0.0272	0.0272	0.0272	0.0000
49	CompMoleFrac(NBP[1]496*)	0.0179	0.0232	0.0232	0.0232	0.0000
50	CompMoleFrac(NBP[1]524*)	0.0153	0.0199	0.0199	0.0199	0.0000
51	CompMoleFrac(NBP[1]551*)	0.0132	0.0170	0.0170	0.0170	0.0000
52	CompMoleFrac(NBP[1]579*)	0.0100	0.0129	0.0129	0.0129	0.0000
53	CompMoleFrac(NBP[1]607*)	0.0074	0.0096	0.0096	0.0096	0.0000
54	CompMoleFrac(NBP[1]635*)	0.0073	0.0094	0.0094	0.0094	0.0000
55	CompMoleFrac(NBP[1]675*)	0.0084	0.0109	0.0109	0.0109	0.0000
56	CompMoleFrac(NBP[1]728*)	0.0050	0.0065	0.0065	0.0065	0.0000
57	CompMoleFrac(NBP[1]790*)	0.0025	0.0033	0.0033	0.0033	0.0000
58	CompMoleFrac(NBP[1]847*)	0.0023	0.0029	0.0029	0.0029	0.0000
59						
60						
61						
62						
63						
64						
65						
66						
67						
68						
69	Aspen Technology, Inc.	AspenHYSYS Version 7.2(24.0.0.7263)				Page 16 of 34

1

2

3

4

5

6

7

8

9

10

11

12

13

14

15

16

17

18

19

20

21

22

23

24

25

26

27

28

29

30

31

32

33

34

35

36

37

38

39

40

41

42

43

44

45

46

47

48

49

50

51

52

53

54

55

56

57

58

59

60

61

62

63

64

65

66

67

68

69

aspen tech

Набор единиц: SI

Дата/время: Fri Jul 29 10:46:12 2016

Рабочая книга: Сценарий(Главная)(продолжение)

Compositions (продолжение)

Fluid Pkg: Все

Name	vPech	ParvK-3	Fr.180-240isK-3	1COK2vXB-3	1COK-2vX-3
CompMoleFrac(Methane)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
CompMoleFrac(Ethane)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
CompMoleFrac(Propane)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
CompMoleFrac(i-Butane)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
CompMoleFrac(n-Butane)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
CompMoleFrac(H2O)	0.0000	1.0000	0.0030	0.0006	0.0006
CompMoleFrac(S_Rhombic)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
CompMoleFrac(NBP[1]37*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
CompMoleFrac(NBP[1]51*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
CompMoleFrac(NBP[1]66*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
CompMoleFrac(NBP[1]79*)	0.0003	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
CompMoleFrac(NBP[1]92*)	0.0026	0.0000	0.0000	0.0001	0.0001
CompMoleFrac(NBP[1]107*)	0.0083	0.0000	0.0000	0.0004	0.0004
CompMoleFrac(NBP[1]121*)	0.0145	0.0000	0.0000	0.0010	0.0010
CompMoleFrac(NBP[1]136*)	0.0234	0.0000	0.0002	0.0021	0.0021
CompMoleFrac(NBP[1]150*)	0.0281	0.0000	0.0007	0.0032	0.0032
CompMoleFrac(NBP[1]164*)	0.0313	0.0000	0.0024	0.0047	0.0047
CompMoleFrac(NBP[1]178*)	0.0354	0.0000	0.0065	0.0073	0.0073
CompMoleFrac(NBP[1]192*)	0.0394	0.0000	0.0161	0.0114	0.0114
CompMoleFrac(NBP[1]207*)	0.0387	0.0000	0.0649	0.0187	0.0187
CompMoleFrac(NBP[1]221*)	0.0378	0.0000	0.1499	0.0343	0.0343
CompMoleFrac(NBP[1]235*)	0.0378	0.0000	0.1506	0.0518	0.0518
CompMoleFrac(NBP[1]249*)	0.0386	0.0000	0.1538	0.0819	0.0819
CompMoleFrac(NBP[1]263*)	0.0385	0.0000	0.1510	0.1277	0.1277
CompMoleFrac(NBP[1]278*)	0.0366	0.0000	0.1360	0.1881	0.1881
CompMoleFrac(NBP[1]292*)	0.0357	0.0000	0.1139	0.2621	0.2621
CompMoleFrac(NBP[1]306*)	0.0348	0.0000	0.0484	0.1878	0.1878
CompMoleFrac(NBP[1]321*)	0.0361	0.0000	0.0025	0.0163	0.0163
CompMoleFrac(NBP[1]334*)	0.0357	0.0000	0.0001	0.0007	0.0007
CompMoleFrac(NBP[1]349*)	0.0335	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
CompMoleFrac(NBP[1]363*)	0.0332	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
CompMoleFrac(NBP[1]377*)	0.0318	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
CompMoleFrac(NBP[1]391*)	0.0301	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
CompMoleFrac(NBP[1]406*)	0.0284	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
CompMoleFrac(NBP[1]420*)	0.0267	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
CompMoleFrac(NBP[1]441*)	0.0470	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
CompMoleFrac(NBP[1]468*)	0.0411	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
CompMoleFrac(NBP[1]496*)	0.0350	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
CompMoleFrac(NBP[1]524*)	0.0299	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
CompMoleFrac(NBP[1]551*)	0.0257	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
CompMoleFrac(NBP[1]579*)	0.0194	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
CompMoleFrac(NBP[1]607*)	0.0144	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
CompMoleFrac(NBP[1]635*)	0.0142	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
CompMoleFrac(NBP[1]675*)	0.0165	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
CompMoleFrac(NBP[1]728*)	0.0098	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
CompMoleFrac(NBP[1]790*)	0.0050	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
CompMoleFrac(NBP[1]847*)	0.0044	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000

AspenTechnology, Inc. AspenHYSYSVersion7.2(24.0.0.7263) Page17of34

aspen

tech

Набор единиц: SI

Дата/время: Fri Jul 29 10:46:12 2016

Рабочая книга: Сценарий(Главная)(продолжение)

Compositions (продолжение)					Fluid Pkg:	Все
Name	1COK-2vK-2	NeftVT-12/1	2COK-2(2)	2COK-2vX-4	2COK-2na22tr	
CompMoleFrac(Methane)	0.0000	0.0005	0.0000	0.0000	0.0000	
CompMoleFrac(Ethane)	0.0000	0.0014	0.0000	0.0000	0.0000	
CompMoleFrac(Propane)	0.0000	0.0117	0.0000	0.0000	0.0000	
CompMoleFrac(i-Butane)	0.0000	0.0045	0.0000	0.0000	0.0000	
CompMoleFrac(n-Butane)	0.0000	0.0220	0.0000	0.0000	0.0000	
CompMoleFrac(H2O)	0.0006	0.0330	0.0030	0.0030	0.0030	
CompMoleFrac(S_Rhombic)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
CompMoleFrac(NBP(1)37*)	0.0000	0.0163	0.0000	0.0000	0.0000	
CompMoleFrac(NBP(1)51*)	0.0000	0.0214	0.0000	0.0000	0.0000	
CompMoleFrac(NBP(1)66*)	0.0000	0.0502	0.0000	0.0000	0.0000	
CompMoleFrac(NBP(1)79*)	0.0000	0.0494	0.0000	0.0000	0.0000	
CompMoleFrac(NBP(1)92*)	0.0001	0.0444	0.0000	0.0000	0.0000	
CompMoleFrac(NBP(1)107*)	0.0004	0.0284	0.0000	0.0000	0.0000	
CompMoleFrac(NBP(1)121*)	0.0010	0.0266	0.0000	0.0000	0.0000	
CompMoleFrac(NBP(1)136*)	0.0021	0.0320	0.0000	0.0000	0.0000	
CompMoleFrac(NBP(1)150*)	0.0032	0.0315	0.0000	0.0000	0.0000	
CompMoleFrac(NBP(1)164*)	0.0047	0.0297	0.0000	0.0000	0.0000	
CompMoleFrac(NBP(1)178*)	0.0073	0.0286	0.0000	0.0000	0.0000	
CompMoleFrac(NBP(1)192*)	0.0114	0.0268	0.0000	0.0000	0.0000	
CompMoleFrac(NBP(1)207*)	0.0187	0.0258	0.0000	0.0000	0.0000	
CompMoleFrac(NBP(1)221*)	0.0343	0.0251	0.0000	0.0000	0.0000	
CompMoleFrac(NBP(1)235*)	0.0518	0.0251	0.0002	0.0002	0.0002	
CompMoleFrac(NBP(1)249*)	0.0819	0.0256	0.0013	0.0013	0.0013	
CompMoleFrac(NBP(1)263*)	0.1277	0.0255	0.0051	0.0051	0.0051	
CompMoleFrac(NBP(1)278*)	0.1881	0.0243	0.0116	0.0116	0.0116	
CompMoleFrac(NBP(1)292*)	0.2621	0.0237	0.0232	0.0232	0.0232	
CompMoleFrac(NBP(1)306*)	0.1878	0.0231	0.0607	0.0607	0.0607	
CompMoleFrac(NBP(1)321*)	0.0163	0.0239	0.0812	0.0812	0.0812	
CompMoleFrac(NBP(1)334*)	0.0007	0.0237	0.0734	0.0734	0.0735	
CompMoleFrac(NBP(1)349*)	0.0000	0.0222	0.0639	0.0639	0.0639	
CompMoleFrac(NBP(1)363*)	0.0000	0.0220	0.0601	0.0601	0.0601	
CompMoleFrac(NBP(1)377*)	0.0000	0.0211	0.0554	0.0554	0.0554	
CompMoleFrac(NBP(1)391*)	0.0000	0.0199	0.0509	0.0509	0.0509	
CompMoleFrac(NBP(1)406*)	0.0000	0.0188	0.0471	0.0471	0.0471	
CompMoleFrac(NBP(1)420*)	0.0000	0.0177	0.0438	0.0438	0.0438	
CompMoleFrac(NBP(1)441*)	0.0000	0.0312	0.0760	0.0760	0.0760	
CompMoleFrac(NBP(1)468*)	0.0000	0.0272	0.0658	0.0658	0.0658	
CompMoleFrac(NBP(1)496*)	0.0000	0.0232	0.0558	0.0558	0.0558	
CompMoleFrac(NBP(1)524*)	0.0000	0.0199	0.0476	0.0476	0.0476	
CompMoleFrac(NBP(1)551*)	0.0000	0.0170	0.0408	0.0408	0.0408	
CompMoleFrac(NBP(1)579*)	0.0000	0.0129	0.0309	0.0309	0.0309	
CompMoleFrac(NBP(1)607*)	0.0000	0.0096	0.0229	0.0229	0.0229	
CompMoleFrac(NBP(1)635*)	0.0000	0.0094	0.0225	0.0225	0.0225	
CompMoleFrac(NBP(1)675*)	0.0000	0.0109	0.0261	0.0261	0.0261	
CompMoleFrac(NBP(1)728*)	0.0000	0.0065	0.0156	0.0156	0.0156	
CompMoleFrac(NBP(1)790*)	0.0000	0.0033	0.0079	0.0079	0.0079	
CompMoleFrac(NBP(1)847*)	0.0000	0.0029	0.0070	0.0070	0.0070	

AspenTechnology, Inc. AspenHYSYSVersion7.2(24.0.0.7263) Page18of34

1

2

3

4

5

6

7

8

9

10

11

12

13

14

15

16

17

18

19

20

21

22

23

24

25

26

27

28

29

30

31

32

33

34

35

36

37

38

39

40

41

42

43

44

45

46

47

48

49

50

51

52

53

54

55

56

57

58

59

60

61

62

63

64

65

66

67

68

69

aspen

tech

Набор единиц: SI

Дата/время: Fri Jul 29 10:46:12 2016

Рабочая книга: Сценарий(Главная)(продолжение)

Compositions (продолжение)

FluidPkg: Все

Name	2COK-2	ParvK-4	Fr.240-350isK-4	Fr.180-240vX-5	Fr.180-240sustanov
CompMoleFrac(Methane)	0.0000*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
CompMoleFrac(Ethane)	0.0000*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
CompMoleFrac(Propane)	0.0000*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
CompMoleFrac(i-Butane)	0.0000*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
CompMoleFrac(n-Butane)	0.0000*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
CompMoleFrac(H2O)	0.0030*	1.0000	0.0035	0.0030	0.0030
CompMoleFrac(S_Rhombic)	0.0000*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
CompMoleFrac(NBP(1)37*)	0.0000*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
CompMoleFrac(NBP(1)51*)	0.0000*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
CompMoleFrac(NBP(1)66*)	0.0000*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
CompMoleFrac(NBP(1)79*)	0.0000*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
CompMoleFrac(NBP(1)92*)	0.0000*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
CompMoleFrac(NBP(1)107*)	0.0000*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
CompMoleFrac(NBP(1)121*)	0.0000*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
CompMoleFrac(NBP(1)136*)	0.0000*	0.0000	0.0000	0.0002	0.0002
CompMoleFrac(NBP(1)150*)	0.0000*	0.0000	0.0000	0.0007	0.0007
CompMoleFrac(NBP(1)164*)	0.0000*	0.0000	0.0000	0.0024	0.0024
CompMoleFrac(NBP(1)178*)	0.0000*	0.0000	0.0000	0.0065	0.0065
CompMoleFrac(NBP(1)192*)	0.0000*	0.0000	0.0000	0.0161	0.0161
CompMoleFrac(NBP(1)207*)	0.0000*	0.0000	0.0000	0.0649	0.0649
CompMoleFrac(NBP(1)221*)	0.0000*	0.0000	0.0000	0.1499	0.1499
CompMoleFrac(NBP(1)235*)	0.0002*	0.0000	0.0000	0.1506	0.1506
CompMoleFrac(NBP(1)249*)	0.0013*	0.0000	0.0000	0.1538	0.1538
CompMoleFrac(NBP(1)263*)	0.0051*	0.0000	0.0005	0.1510	0.1510
CompMoleFrac(NBP(1)278*)	0.0116*	0.0000	0.0023	0.1360	0.1360
CompMoleFrac(NBP(1)292*)	0.0232*	0.0000	0.0083	0.1139	0.1139
CompMoleFrac(NBP(1)306*)	0.0607*	0.0000	0.0325	0.0484	0.0484
CompMoleFrac(NBP(1)321*)	0.0812*	0.0000	0.0561	0.0025	0.0025
CompMoleFrac(NBP(1)334*)	0.0735*	0.0000	0.0600	0.0001	0.0001
CompMoleFrac(NBP(1)349*)	0.0639*	0.0000	0.0587	0.0000	0.0000
CompMoleFrac(NBP(1)363*)	0.0601*	0.0000	0.0598	0.0000	0.0000
CompMoleFrac(NBP(1)377*)	0.0554*	0.0000	0.0583	0.0000	0.0000
CompMoleFrac(NBP(1)391*)	0.0509*	0.0000	0.0558	0.0000	0.0000
CompMoleFrac(NBP(1)406*)	0.0471*	0.0000	0.0532	0.0000	0.0000
CompMoleFrac(NBP(1)420*)	0.0438*	0.0000	0.0504	0.0000	0.0000
CompMoleFrac(NBP(1)441*)	0.0760*	0.0000	0.0892	0.0000	0.0000
CompMoleFrac(NBP(1)468*)	0.0658*	0.0000	0.0783	0.0000	0.0000
CompMoleFrac(NBP(1)496*)	0.0558*	0.0000	0.0669	0.0000	0.0000
CompMoleFrac(NBP(1)524*)	0.0476*	0.0000	0.0572	0.0000	0.0000
CompMoleFrac(NBP(1)551*)	0.0408*	0.0000	0.0491	0.0000	0.0000
CompMoleFrac(NBP(1)579*)	0.0309*	0.0000	0.0371	0.0000	0.0000
CompMoleFrac(NBP(1)607*)	0.0229*	0.0000	0.0276	0.0000	0.0000
CompMoleFrac(NBP(1)635*)	0.0225*	0.0000	0.0271	0.0000	0.0000
CompMoleFrac(NBP(1)675*)	0.0261*	0.0000	0.0315	0.0000	0.0000
CompMoleFrac(NBP(1)728*)	0.0156*	0.0000	0.0187	0.0000	0.0000
CompMoleFrac(NBP(1)790*)	0.0079*	0.0000	0.0095	0.0000	0.0000
CompMoleFrac(NBP(1)847*)	0.0070*	0.0000	0.0085	0.0000	0.0000

AspenTechnology, Inc. AspenHYSYSVersion7.2(24.0.0.7263) Page19of34

1

2

3

4

5

6

7

8

9

10

11

12

13

14

15

16

17

18

19

20

21

22

23

24

25

26

27

28

29

30

31

32

33

34

35

36

37

38

39

40

41

42

43

44

45

46

47

48

49

50

51

52

53

54

55

56

57

58

59

60

61

62

63

64

65

66

67

68

69

aspen

tech

Набор единиц: SI

Дата/время: Fri Jul 29 10:46:12 2016

Рабочая книга: Сценарий(Главная)(продолжение)

Compositions (продолжение)

Fluid Pkg: Все

Name	ParE-2	Benz	vE-2(1)	MazutvPech	PitK-5(1)
CompMoleFrac(Methane)	0.0000	0.0012	0.0000	0.0000	0.0000
CompMoleFrac(Ethane)	0.0000	0.0032	0.0000	0.0000	0.0000
CompMoleFrac(Propane)	0.0000	0.0269	0.0000	0.0000	0.0000
CompMoleFrac(i-Butane)	0.0000	0.0104	0.0000	0.0000	0.0000
CompMoleFrac(n-Butane)	0.0000	0.0505	0.0000	0.0000	0.0000
CompMoleFrac(H2O)	0.7948	0.0014	0.1894	0.0036	0.0036
CompMoleFrac(S_Rhombic)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
CompMoleFrac(NBP(1)37*)	0.0000	0.0374	0.0000	0.0000	0.0000
CompMoleFrac(NBP(1)51*)	0.0000	0.0490	0.0000	0.0000	0.0000
CompMoleFrac(NBP(1)66*)	0.0004	0.1149	0.0001	0.0000	0.0000
CompMoleFrac(NBP(1)79*)	0.0035	0.1132	0.0012	0.0000	0.0000
CompMoleFrac(NBP(1)92*)	0.0201	0.1017	0.0107	0.0000	0.0000
CompMoleFrac(NBP(1)107*)	0.0387	0.0650	0.0336	0.0000	0.0000
CompMoleFrac(NBP(1)121*)	0.0399	0.0607	0.0585	0.0000	0.0000
CompMoleFrac(NBP(1)136*)	0.0380	0.0729	0.0943	0.0000	0.0000
CompMoleFrac(NBP(1)150*)	0.0274	0.0716	0.1130	0.0000	0.0000
CompMoleFrac(NBP(1)164*)	0.0174	0.0666	0.1243	0.0000	0.0000
CompMoleFrac(NBP(1)178*)	0.0109	0.0623	0.1364	0.0000	0.0000
CompMoleFrac(NBP(1)192*)	0.0067	0.0565	0.1466	0.0000	0.0000
CompMoleFrac(NBP(1)207*)	0.0023	0.0340	0.0908	0.0000	0.0000
CompMoleFrac(NBP(1)221*)	0.0000	0.0006	0.0012	0.0000	0.0000
CompMoleFrac(NBP(1)235*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
CompMoleFrac(NBP(1)249*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0001	0.0001
CompMoleFrac(NBP(1)263*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0013	0.0013
CompMoleFrac(NBP(1)278*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0050	0.0050
CompMoleFrac(NBP(1)292*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0138	0.0138
CompMoleFrac(NBP(1)306*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0438	0.0438
CompMoleFrac(NBP(1)321*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0667	0.0667
CompMoleFrac(NBP(1)334*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0659	0.0659
CompMoleFrac(NBP(1)349*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0612	0.0612
CompMoleFrac(NBP(1)363*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0603	0.0603
CompMoleFrac(NBP(1)377*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0574	0.0574
CompMoleFrac(NBP(1)391*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0541	0.0541
CompMoleFrac(NBP(1)406*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0509	0.0509
CompMoleFrac(NBP(1)420*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0478	0.0478
CompMoleFrac(NBP(1)441*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0840	0.0840
CompMoleFrac(NBP(1)468*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0733	0.0733
CompMoleFrac(NBP(1)496*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0625	0.0625
CompMoleFrac(NBP(1)524*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0534	0.0534
CompMoleFrac(NBP(1)551*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0458	0.0458
CompMoleFrac(NBP(1)579*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0346	0.0346
CompMoleFrac(NBP(1)607*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0257	0.0257
CompMoleFrac(NBP(1)635*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0253	0.0253
CompMoleFrac(NBP(1)675*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0293	0.0293
CompMoleFrac(NBP(1)728*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0175	0.0175
CompMoleFrac(NBP(1)790*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0089	0.0089
CompMoleFrac(NBP(1)847*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0079	0.0079

AspenTechnology, Inc. AspenHYSYSVersion7.2(24.0.0.7263) Page20of34

1					
2					
3					
4					
5	Набор единиц: SI				
6	Дата/время: Fri Jul 29 10:46:12 2016				
7	Рабочая книга: Сценарий(Главная)(продолжение)				
8					
9					
10	Compositions (продолжение)				
11	Fluid Pkg: Все				
12	Name	Fr240-350vT-4	NeftanoeCrosH-K-1	Fr_240-350vT-13	H2OvT-14
13	CompMoleFrac(Methane)	0.0000	0.0005	0.0000	0.0000*
14	CompMoleFrac(Ethane)	0.0000	0.0014	0.0000	0.0000*
15	CompMoleFrac(Propane)	0.0000	0.0117	0.0000	0.0000*
16	CompMoleFrac(i-Butane)	0.0000	0.0045	0.0000	0.0000*
17	CompMoleFrac(n-Butane)	0.0000	0.0220	0.0000	0.0000*
18	CompMoleFrac(H2O)	0.0035	0.0330	0.0035	1.0000*
19	CompMoleFrac(S_Rhombic)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000*
20	CompMoleFrac(NBP(1)37*)	0.0000	0.0163	0.0000	0.0000*
21	CompMoleFrac(NBP(1)51*)	0.0000	0.0214	0.0000	0.0000*
22	CompMoleFrac(NBP(1)66*)	0.0000	0.0502	0.0000	0.0000*
23	CompMoleFrac(NBP(1)79*)	0.0000	0.0484	0.0000	0.0000*
24	CompMoleFrac(NBP(1)92*)	0.0000	0.0444	0.0000	0.0000*
25	CompMoleFrac(NBP(1)107*)	0.0000	0.0284	0.0000	0.0000*
26	CompMoleFrac(NBP(1)121*)	0.0000	0.0266	0.0000	0.0000*
27	CompMoleFrac(NBP(1)136*)	0.0000	0.0320	0.0000	0.0000*
28	CompMoleFrac(NBP(1)150*)	0.0000	0.0315	0.0000	0.0000*
29	CompMoleFrac(NBP(1)164*)	0.0000	0.0297	0.0000	0.0000*
30	CompMoleFrac(NBP(1)178*)	0.0000	0.0286	0.0000	0.0000*
31	CompMoleFrac(NBP(1)192*)	0.0000	0.0268	0.0000	0.0000*
32	CompMoleFrac(NBP(1)207*)	0.0000	0.0258	0.0000	0.0000*
33	CompMoleFrac(NBP(1)221*)	0.0000	0.0251	0.0000	0.0000*
34	CompMoleFrac(NBP(1)235*)	0.0000	0.0251	0.0000	0.0000*
35	CompMoleFrac(NBP(1)249*)	0.0000	0.0256	0.0000	0.0000*
36	CompMoleFrac(NBP(1)263*)	0.0005	0.0255	0.0005	0.0000*
37	CompMoleFrac(NBP(1)278*)	0.0023	0.0243	0.0023	0.0000*
38	CompMoleFrac(NBP(1)292*)	0.0083	0.0237	0.0083	0.0000*
39	CompMoleFrac(NBP(1)306*)	0.0325	0.0231	0.0325	0.0000*
40	CompMoleFrac(NBP(1)321*)	0.0561	0.0239	0.0561	0.0000*
41	CompMoleFrac(NBP(1)334*)	0.0600	0.0237	0.0600	0.0000*
42	CompMoleFrac(NBP(1)349*)	0.0587	0.0222	0.0587	0.0000*
43	CompMoleFrac(NBP(1)363*)	0.0598	0.0220	0.0598	0.0000*
44	CompMoleFrac(NBP(1)377*)	0.0583	0.0211	0.0583	0.0000*
45	CompMoleFrac(NBP(1)391*)	0.0558	0.0199	0.0558	0.0000*
46	CompMoleFrac(NBP(1)406*)	0.0532	0.0188	0.0532	0.0000*
47	CompMoleFrac(NBP(1)420*)	0.0504	0.0177	0.0504	0.0000*
48	CompMoleFrac(NBP(1)441*)	0.0892	0.0312	0.0892	0.0000*
49	CompMoleFrac(NBP(1)468*)	0.0783	0.0272	0.0783	0.0000*
50	CompMoleFrac(NBP(1)496*)	0.0669	0.0232	0.0669	0.0000*
51	CompMoleFrac(NBP(1)524*)	0.0572	0.0199	0.0572	0.0000*
52	CompMoleFrac(NBP(1)551*)	0.0491	0.0170	0.0491	0.0000*
53	CompMoleFrac(NBP(1)579*)	0.0371	0.0129	0.0371	0.0000*
54	CompMoleFrac(NBP(1)607*)	0.0276	0.0096	0.0276	0.0000*
55	CompMoleFrac(NBP(1)635*)	0.0271	0.0094	0.0271	0.0000*
56	CompMoleFrac(NBP(1)675*)	0.0315	0.0109	0.0315	0.0000*
57	CompMoleFrac(NBP(1)728*)	0.0187	0.0065	0.0187	0.0000*
58	CompMoleFrac(NBP(1)790*)	0.0095	0.0033	0.0095	0.0000*
59	CompMoleFrac(NBP(1)847*)	0.0085	0.0029	0.0085	0.0000*
60					
61					
62					
63					
64					
65					
66					
67					
68					
69	Aspen Technology, Inc.				
	AspenHYSYS Version 7.2(24.0.0.7263)				
	Page 21 of 34				

1

2

3

4

5

6

7

8

9

10

11

12

13

14

15

16

17

18

19

20

21

22

23

24

25

26

27

28

29

30

31

32

33

34

35

36

37

38

39

40

41

42

43

44

45

46

47

48

49

50

51

52

53

54

55

56

57

58

59

60

61

62

63

64

65

66

67

68

69

<

1					
2					
3					
4	Наборединиц: SI				
5	Дата/время: FriJul2910:46:122016				
6					
7	Рабочаякнига: Сценарий(Главная)(продолжение)				
8					
9					
10	Compositions (продолжение) FluidPkg: Bce				
11	Name	ParE-3	Fr320-350(DTUFs)	Fr320-350(DTUFs)	1COK-5(1)
12	CompMoleFrac(Methane)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
13	CompMoleFrac(Ethane)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
14	CompMoleFrac(Propane)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
15	CompMoleFrac(i-Butane)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
16	CompMoleFrac(n-Butane)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
17	CompMoleFrac(H2O)	0.0182	0.0000	0.0000	0.0000
18	CompMoleFrac(S_Rhombic)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
19	CompMoleFrac(NBP(1)37*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
20	CompMoleFrac(NBP(1)51*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
21	CompMoleFrac(NBP(1)66*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
22	CompMoleFrac(NBP(1)79*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
23	CompMoleFrac(NBP(1)92*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
24	CompMoleFrac(NBP(1)107*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
25	CompMoleFrac(NBP(1)121*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
26	CompMoleFrac(NBP(1)136*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
27	CompMoleFrac(NBP(1)150*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
28	CompMoleFrac(NBP(1)164*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
29	CompMoleFrac(NBP(1)178*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
30	CompMoleFrac(NBP(1)192*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
31	CompMoleFrac(NBP(1)207*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
32	CompMoleFrac(NBP(1)221*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
33	CompMoleFrac(NBP(1)235*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
34	CompMoleFrac(NBP(1)249*)	0.0010	0.0002	0.0002	0.0002
35	CompMoleFrac(NBP(1)263*)	0.0165	0.0044	0.0044	0.0044
36	CompMoleFrac(NBP(1)278*)	0.0814	0.0324	0.0324	0.0324
37	CompMoleFrac(NBP(1)292*)	0.1879	0.1116	0.1116	0.1116
38	CompMoleFrac(NBP(1)306*)	0.3663	0.3307	0.3307	0.3307
39	CompMoleFrac(NBP(1)321*)	0.2549	0.3544	0.3544	0.3544
40	CompMoleFrac(NBP(1)334*)	0.0683	0.1471	0.1471	0.1471
41	CompMoleFrac(NBP(1)349*)	0.0054	0.0185	0.0185	0.0185
42	CompMoleFrac(NBP(1)363*)	0.0001	0.0007	0.0007	0.0007
43	CompMoleFrac(NBP(1)377*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
44	CompMoleFrac(NBP(1)391*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
45	CompMoleFrac(NBP(1)406*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
46	CompMoleFrac(NBP(1)420*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
47	CompMoleFrac(NBP(1)441*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
48	CompMoleFrac(NBP(1)468*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
49	CompMoleFrac(NBP(1)496*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
50	CompMoleFrac(NBP(1)524*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
51	CompMoleFrac(NBP(1)551*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
52	CompMoleFrac(NBP(1)579*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
53	CompMoleFrac(NBP(1)607*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
54	CompMoleFrac(NBP(1)635*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
55	CompMoleFrac(NBP(1)675*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
56	CompMoleFrac(NBP(1)728*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
57	CompMoleFrac(NBP(1)790*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
58	CompMoleFrac(NBP(1)847*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
59					
60					
61					
62					
63					
64					
65					
66					
67					
68					
69	AspenTechnology, Inc.	AspenHYSYSVersion7.2(24.0.0.7263)			Page23of34

1

2

3

4

5

6

7

8

9

10

11

12

13

14

15

16

17

18

19

20

21

22

23

24

25

26

27

28

29

30

31

32

33

34

35

36

37

38

39

40

41

42

43

44

45

46

47

48

49

50

51

52

53

54

55

56

57

58

59

60

61

62

63

64

65

66

67

68

69

aspen

tech

Набор единиц: SI

Дата/время: Fri Jul 29 10:46:12 2016

Рабочая книга: Сценарий(Главная)(продолжение)

Compositions (продолжение)

Fluid Pkg: Все

Name	DTUFSustanovki(	1COK-5(2)	2COK-5	ParE3a	ParE-3vK-5
CompMoleFrac(Methane)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
CompMoleFrac(Ethane)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
CompMoleFrac(Propane)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
CompMoleFrac(i-Butane)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
CompMoleFrac(n-Butane)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
CompMoleFrac(H2O)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0045	0.0182
CompMoleFrac(S_Rhombic)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
CompMoleFrac(NBP(1)37*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
CompMoleFrac(NBP(1)51*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
CompMoleFrac(NBP(1)66*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
CompMoleFrac(NBP(1)79*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
CompMoleFrac(NBP(1)92*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
CompMoleFrac(NBP(1)107*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
CompMoleFrac(NBP(1)121*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
CompMoleFrac(NBP(1)136*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
CompMoleFrac(NBP(1)150*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
CompMoleFrac(NBP(1)164*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
CompMoleFrac(NBP(1)178*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
CompMoleFrac(NBP(1)192*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
CompMoleFrac(NBP(1)207*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
CompMoleFrac(NBP(1)221*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
CompMoleFrac(NBP(1)235*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
CompMoleFrac(NBP(1)249*)	0.0002	0.0002	0.0000	0.0002	0.0010
CompMoleFrac(NBP(1)263*)	0.0044	0.0044	0.0005	0.0030	0.0165
CompMoleFrac(NBP(1)278*)	0.0324	0.0324	0.0029	0.0140	0.0813
CompMoleFrac(NBP(1)292*)	0.1116	0.1116	0.0130	0.0447	0.1879
CompMoleFrac(NBP(1)306*)	0.3307	0.3307	0.0680	0.1657	0.3664
CompMoleFrac(NBP(1)321*)	0.3544	0.3544	0.1648	0.2818	0.2550
CompMoleFrac(NBP(1)334*)	0.1471	0.1471	0.2281	0.2723	0.0683
CompMoleFrac(NBP(1)349*)	0.0185	0.0185	0.1898	0.1547	0.0054
CompMoleFrac(NBP(1)363*)	0.0007	0.0007	0.0609	0.0335	0.0001
CompMoleFrac(NBP(1)377*)	0.0000	0.0000	0.0323	0.0118	0.0000
CompMoleFrac(NBP(1)391*)	0.0000	0.0000	0.0252	0.0061	0.0000
CompMoleFrac(NBP(1)406*)	0.0000	0.0000	0.0216	0.0034	0.0000
CompMoleFrac(NBP(1)420*)	0.0000	0.0000	0.0192	0.0019	0.0000
CompMoleFrac(NBP(1)441*)	0.0000	0.0000	0.0322	0.0016	0.0000
CompMoleFrac(NBP(1)468*)	0.0000	0.0000	0.0273	0.0005	0.0000
CompMoleFrac(NBP(1)496*)	0.0000	0.0000	0.0230	0.0002	0.0000
CompMoleFrac(NBP(1)524*)	0.0000	0.0000	0.0196	0.0000	0.0000
CompMoleFrac(NBP(1)551*)	0.0000	0.0000	0.0168	0.0000	0.0000
CompMoleFrac(NBP(1)579*)	0.0000	0.0000	0.0127	0.0000	0.0000
CompMoleFrac(NBP(1)607*)	0.0000	0.0000	0.0094	0.0000	0.0000
CompMoleFrac(NBP(1)635*)	0.0000	0.0000	0.0093	0.0000	0.0000
CompMoleFrac(NBP(1)675*)	0.0000	0.0000	0.0108	0.0000	0.0000
CompMoleFrac(NBP(1)728*)	0.0000	0.0000	0.0064	0.0000	0.0000
CompMoleFrac(NBP(1)790*)	0.0000	0.0000	0.0033	0.0000	0.0000
CompMoleFrac(NBP(1)847*)	0.0000	0.0000	0.0029	0.0000	0.0000

AspenTechnology, Inc. AspenHYSYSVersion7.2(24.0.0.7263) Page24of34

1

2

3

4

5

6

7

8

9

10

11

12

13

14

15

16

17

18

19

20

21

22

23

24

25

26

27

28

29

30

31

32

33

34

35

36

37

38

39

40

41

42

43

44

45

46

47

48

49

50

51

52

53

54

55

56

57

58

59

60

61

62

63

64

65

66

67

68

69

aspen

tech

Наборединиц: SI

Дата/время: FriJul2910:46:122016

Рабочаякнига: Сценарий(Главная)(продолжение)

Compositions (продолжение)

FluidPkg: Все

Name	vEgектори	LVG	LVGvXB-20	2COK-5(2)	LVG(2)
CompMoleFrac(Methane)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
CompMoleFrac(Ethane)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
CompMoleFrac(Propane)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
CompMoleFrac(i-Butane)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
CompMoleFrac(n-Butane)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
CompMoleFrac(H2O)	0.2915	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
CompMoleFrac(S_Rhombic)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
CompMoleFrac(NBP(1)37*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
CompMoleFrac(NBP(1)51*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
CompMoleFrac(NBP(1)66*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
CompMoleFrac(NBP(1)79*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
CompMoleFrac(NBP(1)92*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
CompMoleFrac(NBP(1)107*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
CompMoleFrac(NBP(1)121*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
CompMoleFrac(NBP(1)136*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
CompMoleFrac(NBP(1)150*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
CompMoleFrac(NBP(1)164*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
CompMoleFrac(NBP(1)178*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
CompMoleFrac(NBP(1)192*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
CompMoleFrac(NBP(1)207*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
CompMoleFrac(NBP(1)221*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
CompMoleFrac(NBP(1)235*)	0.0002	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
CompMoleFrac(NBP(1)249*)	0.0076	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
CompMoleFrac(NBP(1)263*)	0.0654	0.0005	0.0005	0.0005	0.0005
CompMoleFrac(NBP(1)278*)	0.1502	0.0029	0.0029	0.0029	0.0029
CompMoleFrac(NBP(1)292*)	0.1701	0.0130	0.0130	0.0130	0.0130
CompMoleFrac(NBP(1)306*)	0.1954	0.0680	0.0680	0.0680	0.0680
CompMoleFrac(NBP(1)321*)	0.0972	0.1648	0.1648	0.1648	0.1648
CompMoleFrac(NBP(1)334*)	0.0211	0.2281	0.2281	0.2281	0.2281
CompMoleFrac(NBP(1)349*)	0.0014	0.1898	0.1898	0.1898	0.1898
CompMoleFrac(NBP(1)363*)	0.0000	0.0609	0.0609	0.0609	0.0609
CompMoleFrac(NBP(1)377*)	0.0000	0.0323	0.0323	0.0323	0.0323
CompMoleFrac(NBP(1)391*)	0.0000	0.0252	0.0252	0.0252	0.0252
CompMoleFrac(NBP(1)406*)	0.0000	0.0216	0.0216	0.0216	0.0216
CompMoleFrac(NBP(1)420*)	0.0000	0.0192	0.0192	0.0192	0.0192
CompMoleFrac(NBP(1)441*)	0.0000	0.0322	0.0322	0.0322	0.0322
CompMoleFrac(NBP(1)468*)	0.0000	0.0273	0.0273	0.0273	0.0273
CompMoleFrac(NBP(1)496*)	0.0000	0.0230	0.0230	0.0230	0.0230
CompMoleFrac(NBP(1)524*)	0.0000	0.0196	0.0196	0.0196	0.0196
CompMoleFrac(NBP(1)551*)	0.0000	0.0168	0.0168	0.0168	0.0168
CompMoleFrac(NBP(1)579*)	0.0000	0.0127	0.0127	0.0127	0.0127
CompMoleFrac(NBP(1)607*)	0.0000	0.0094	0.0094	0.0094	0.0094
CompMoleFrac(NBP(1)635*)	0.0000	0.0093	0.0093	0.0093	0.0093
CompMoleFrac(NBP(1)675*)	0.0000	0.0108	0.0108	0.0108	0.0108
CompMoleFrac(NBP(1)728*)	0.0000	0.0064	0.0064	0.0064	0.0064
CompMoleFrac(NBP(1)790*)	0.0000	0.0033	0.0033	0.0033	0.0033
CompMoleFrac(NBP(1)847*)	0.0000	0.0029	0.0029	0.0029	0.0029

AspenTechnology, Inc. AspenHYSYSVersion7.2(24.0.0.7263) Page25of34

1

2

3

4

5

6

7

8

9

10

11

12

13

14

15

16

17

18

19

20

21

22

23

24

25

26

27

28

29

30

31

32

33

34

35

36

37

38

39

40

41

42

43

44

45

46

47

48

49

50

51

52

53

54

55

56

57

58

59

60

61

62

63

64

65

66

67

68

69

aspen

tech

Набор единиц: SI

Дата/время: Fri Jul 29 10:46:12 2016

Рабочая книга: Сценарий(Главная)(продолжение)

Compositions (продолжение)

Fluid Pkg: Все

Name	2COK-5(3)	1COK-5(3)	ParE-3avK-5	3COK-5	ParE-4
CompMoleFrac(Methane)	0.0000*	0.0000*	0.0000*	0.0000	0.0000
CompMoleFrac(Ethane)	0.0000*	0.0000*	0.0000*	0.0000	0.0000
CompMoleFrac(Propane)	0.0000*	0.0000*	0.0000*	0.0000	0.0000
CompMoleFrac(i-Butane)	0.0000*	0.0000*	0.0000*	0.0000	0.0000
CompMoleFrac(n-Butane)	0.0000*	0.0000*	0.0000*	0.0000	0.0000
CompMoleFrac(H2O)	0.0000*	0.0000*	0.0045*	0.0000	0.0049
CompMoleFrac(S_Rhombic)	0.0000*	0.0000*	0.0000*	0.0000	0.0000
CompMoleFrac(NBP(1)37*)	0.0000*	0.0000*	0.0000*	0.0000	0.0000
CompMoleFrac(NBP(1)51*)	0.0000*	0.0000*	0.0000*	0.0000	0.0000
CompMoleFrac(NBP(1)66*)	0.0000*	0.0000*	0.0000*	0.0000	0.0000
CompMoleFrac(NBP(1)79*)	0.0000*	0.0000*	0.0000*	0.0000	0.0000
CompMoleFrac(NBP(1)92*)	0.0000*	0.0000*	0.0000*	0.0000	0.0000
CompMoleFrac(NBP(1)107*)	0.0000*	0.0000*	0.0000*	0.0000	0.0000
CompMoleFrac(NBP(1)121*)	0.0000*	0.0000*	0.0000*	0.0000	0.0000
CompMoleFrac(NBP(1)136*)	0.0000*	0.0000*	0.0000*	0.0000	0.0000
CompMoleFrac(NBP(1)150*)	0.0000*	0.0000*	0.0000*	0.0000	0.0000
CompMoleFrac(NBP(1)164*)	0.0000*	0.0000*	0.0000*	0.0000	0.0000
CompMoleFrac(NBP(1)178*)	0.0000*	0.0000*	0.0000*	0.0000	0.0000
CompMoleFrac(NBP(1)192*)	0.0000*	0.0000*	0.0000*	0.0000	0.0000
CompMoleFrac(NBP(1)207*)	0.0000*	0.0000*	0.0000*	0.0000	0.0000
CompMoleFrac(NBP(1)221*)	0.0000*	0.0000*	0.0000*	0.0000	0.0000
CompMoleFrac(NBP(1)235*)	0.0000*	0.0000*	0.0000*	0.0000	0.0000
CompMoleFrac(NBP(1)249*)	0.0000*	0.0002*	0.0002*	0.0000	0.0002
CompMoleFrac(NBP(1)263*)	0.0005*	0.0046*	0.0030*	0.0001	0.0017
CompMoleFrac(NBP(1)278*)	0.0029*	0.0329*	0.0140*	0.0005	0.0069
CompMoleFrac(NBP(1)292*)	0.0130*	0.1122*	0.0447*	0.0019	0.0189
CompMoleFrac(NBP(1)306*)	0.0679*	0.3309*	0.1657*	0.0080	0.0611
CompMoleFrac(NBP(1)321*)	0.1649*	0.3539*	0.2818*	0.0163	0.0959
CompMoleFrac(NBP(1)334*)	0.2280*	0.1463*	0.2723*	0.0225	0.1020
CompMoleFrac(NBP(1)349*)	0.1898*	0.0183*	0.1548*	0.0378	0.1290
CompMoleFrac(NBP(1)363*)	0.0610*	0.0007*	0.0335*	0.0669	0.1710
CompMoleFrac(NBP(1)377*)	0.0322*	0.0000*	0.0118*	0.0695	0.1320
CompMoleFrac(NBP(1)391*)	0.0252*	0.0000*	0.0061*	0.0666	0.0927
CompMoleFrac(NBP(1)406*)	0.0216*	0.0000*	0.0034*	0.0632	0.0637
CompMoleFrac(NBP(1)420*)	0.0192*	0.0000*	0.0019*	0.0596	0.0431
CompMoleFrac(NBP(1)441*)	0.0322*	0.0000*	0.0016*	0.1051	0.0456
CompMoleFrac(NBP(1)468*)	0.0273*	0.0000*	0.0005*	0.0919	0.0193
CompMoleFrac(NBP(1)496*)	0.0230*	0.0000*	0.0002*	0.0784	0.0077
CompMoleFrac(NBP(1)524*)	0.0196*	0.0000*	0.0000*	0.0670	0.0028
CompMoleFrac(NBP(1)551*)	0.0168*	0.0000*	0.0000*	0.0575	0.0010
CompMoleFrac(NBP(1)579*)	0.0127*	0.0000*	0.0000*	0.0435	0.0003
CompMoleFrac(NBP(1)607*)	0.0094*	0.0000*	0.0000*	0.0323	0.0001
CompMoleFrac(NBP(1)635*)	0.0093*	0.0000*	0.0000*	0.0317	0.0000
CompMoleFrac(NBP(1)675*)	0.0108*	0.0000*	0.0000*	0.0368	0.0000
CompMoleFrac(NBP(1)728*)	0.0064*	0.0000*	0.0000*	0.0219	0.0000
CompMoleFrac(NBP(1)790*)	0.0033*	0.0000*	0.0000*	0.0111	0.0000
CompMoleFrac(NBP(1)847*)	0.0029*	0.0000*	0.0000*	0.0099	0.0000

AspenTechnology, Inc.

AspenHYSYSVersion7.2(24.0.0.7263)

Page26of34

1						
2						
3						
4	Набор единиц: SI					
5	Дата/время: Fri Jul 29 10:46:12 2016					
6						
7	Рабочая книга: Сценарий(Главная)(продолжение)					
8						
9						
10	Compositions (продолжение)				Fluid Pkg:	Все
11	Name	TVG	ParE-4(1)	TVGvT-5	3COvT-11/1	3COvT-7
12	CompMoleFrac(Methane)	0.0000	0.0000*	0.0000	0.0000	0.0000
13	CompMoleFrac(Ethane)	0.0000	0.0000*	0.0000	0.0000	0.0000
14	CompMoleFrac(Propane)	0.0000	0.0000*	0.0000	0.0000	0.0000
15	CompMoleFrac(i-Butane)	0.0000	0.0000*	0.0000	0.0000	0.0000
16	CompMoleFrac(n-Butane)	0.0000	0.0000*	0.0000	0.0000	0.0000
17	CompMoleFrac(H2O)	0.0000	0.0049*	0.0000	0.0000	0.0000
18	CompMoleFrac(S_Rhombic)	0.0000	0.0000*	0.0000	0.0000	0.0000
19	CompMoleFrac(NBP(1)37*)	0.0000	0.0000*	0.0000	0.0000	0.0000
20	CompMoleFrac(NBP(1)51*)	0.0000	0.0000*	0.0000	0.0000	0.0000
21	CompMoleFrac(NBP(1)66*)	0.0000	0.0000*	0.0000	0.0000	0.0000
22	CompMoleFrac(NBP(1)79*)	0.0000	0.0000*	0.0000	0.0000	0.0000
23	CompMoleFrac(NBP(1)92*)	0.0000	0.0000*	0.0000	0.0000	0.0000
24	CompMoleFrac(NBP(1)107*)	0.0000	0.0000*	0.0000	0.0000	0.0000
25	CompMoleFrac(NBP(1)121*)	0.0000	0.0000*	0.0000	0.0000	0.0000
26	CompMoleFrac(NBP(1)136*)	0.0000	0.0000*	0.0000	0.0000	0.0000
27	CompMoleFrac(NBP(1)150*)	0.0000	0.0000*	0.0000	0.0000	0.0000
28	CompMoleFrac(NBP(1)164*)	0.0000	0.0000*	0.0000	0.0000	0.0000
29	CompMoleFrac(NBP(1)178*)	0.0000	0.0000*	0.0000	0.0000	0.0000
30	CompMoleFrac(NBP(1)192*)	0.0000	0.0000*	0.0000	0.0000	0.0000
31	CompMoleFrac(NBP(1)207*)	0.0000	0.0000*	0.0000	0.0000	0.0000
32	CompMoleFrac(NBP(1)221*)	0.0000	0.0000*	0.0000	0.0000	0.0000
33	CompMoleFrac(NBP(1)235*)	0.0000	0.0000*	0.0000	0.0000	0.0000
34	CompMoleFrac(NBP(1)249*)	0.0000	0.0002*	0.0000	0.0000	0.0000
35	CompMoleFrac(NBP(1)263*)	0.0001	0.0017*	0.0001	0.0001	0.0001
36	CompMoleFrac(NBP(1)278*)	0.0005	0.0068*	0.0005	0.0005	0.0005
37	CompMoleFrac(NBP(1)292*)	0.0019	0.0189*	0.0019	0.0019	0.0019
38	CompMoleFrac(NBP(1)306*)	0.0080	0.0609*	0.0080	0.0080	0.0080
39	CompMoleFrac(NBP(1)321*)	0.0163	0.0959*	0.0163	0.0163	0.0163
40	CompMoleFrac(NBP(1)334*)	0.0225	0.1021*	0.0225	0.0225	0.0225
41	CompMoleFrac(NBP(1)349*)	0.0378	0.1295*	0.0378	0.0378	0.0378
42	CompMoleFrac(NBP(1)363*)	0.0669	0.1711*	0.0669	0.0669	0.0669
43	CompMoleFrac(NBP(1)377*)	0.0695	0.1319*	0.0695	0.0695	0.0695
44	CompMoleFrac(NBP(1)391*)	0.0666	0.0926*	0.0666	0.0666	0.0666
45	CompMoleFrac(NBP(1)406*)	0.0632	0.0636*	0.0632	0.0632	0.0632
46	CompMoleFrac(NBP(1)420*)	0.0596	0.0430*	0.0596	0.0596	0.0596
47	CompMoleFrac(NBP(1)441*)	0.1051	0.0456*	0.1051	0.1051	0.1051
48	CompMoleFrac(NBP(1)468*)	0.0919	0.0193*	0.0919	0.0919	0.0919
49	CompMoleFrac(NBP(1)496*)	0.0784	0.0077*	0.0784	0.0784	0.0784
50	CompMoleFrac(NBP(1)524*)	0.0670	0.0028*	0.0670	0.0670	0.0670
51	CompMoleFrac(NBP(1)551*)	0.0575	0.0010*	0.0575	0.0575	0.0575
52	CompMoleFrac(NBP(1)579*)	0.0435	0.0003*	0.0435	0.0435	0.0435
53	CompMoleFrac(NBP(1)607*)	0.0323	0.0001*	0.0323	0.0323	0.0323
54	CompMoleFrac(NBP(1)635*)	0.0317	0.0000*	0.0317	0.0317	0.0317
55	CompMoleFrac(NBP(1)675*)	0.0368	0.0000*	0.0368	0.0368	0.0368
56	CompMoleFrac(NBP(1)728*)	0.0219	0.0000*	0.0219	0.0219	0.0219
57	CompMoleFrac(NBP(1)790*)	0.0111	0.0000*	0.0111	0.0111	0.0111
58	CompMoleFrac(NBP(1)847*)	0.0099	0.0000*	0.0099	0.0099	0.0099
59						
60						
61						
62						
63						
64						
65						
66						
67						
68						
69	Aspen Technology, Inc.		AspenHYSYS Version 7.2(24.0.0.7263)		Page 27 of 34	

1					
2					
3					
4					
5	Набор единиц: SI				
6	Дата/время: Fri Jul 29 10:46:12 2016				
7	Рабочая книга: Сценарий(Главная)(продолжение)				
8					
9					
10	Compositions (продолжение)				
11	FluidPkg: Все				
12	Name	3COvK-5	3COvK-5(1)	GororoshK-5	TVGvT-4/2
13	CompMoleFrac(Methane)	0.0000	0.0000*	0.0000	0.0000*
14	CompMoleFrac(Ethane)	0.0000	0.0000*	0.0000	0.0000*
15	CompMoleFrac(Propane)	0.0000	0.0000*	0.0000	0.0000*
16	CompMoleFrac(i-Butane)	0.0000	0.0000*	0.0000	0.0000*
17	CompMoleFrac(n-Butane)	0.0000	0.0000*	0.0000	0.0000*
18	CompMoleFrac(H2O)	0.0000	0.0000*	0.0000	0.0000*
19	CompMoleFrac(S_Rhombic)	0.0000	0.0000*	0.0000	0.0000*
20	CompMoleFrac(NBP(1)37*)	0.0000	0.0000*	0.0000	0.0000*
21	CompMoleFrac(NBP(1)51*)	0.0000	0.0000*	0.0000	0.0000*
22	CompMoleFrac(NBP(1)66*)	0.0000	0.0000*	0.0000	0.0000*
23	CompMoleFrac(NBP(1)79*)	0.0000	0.0000*	0.0000	0.0000*
24	CompMoleFrac(NBP(1)92*)	0.0000	0.0000*	0.0000	0.0000*
25	CompMoleFrac(NBP(1)107*)	0.0000	0.0000*	0.0000	0.0000*
26	CompMoleFrac(NBP(1)121*)	0.0000	0.0000*	0.0000	0.0000*
27	CompMoleFrac(NBP(1)136*)	0.0000	0.0000*	0.0000	0.0000*
28	CompMoleFrac(NBP(1)150*)	0.0000	0.0000*	0.0000	0.0000*
29	CompMoleFrac(NBP(1)164*)	0.0000	0.0000*	0.0000	0.0000*
30	CompMoleFrac(NBP(1)178*)	0.0000	0.0000*	0.0000	0.0000*
31	CompMoleFrac(NBP(1)192*)	0.0000	0.0000*	0.0000	0.0000*
32	CompMoleFrac(NBP(1)207*)	0.0000	0.0000*	0.0000	0.0000*
33	CompMoleFrac(NBP(1)221*)	0.0000	0.0000*	0.0000	0.0000*
34	CompMoleFrac(NBP(1)235*)	0.0000	0.0000*	0.0000	0.0000*
35	CompMoleFrac(NBP(1)249*)	0.0000	0.0000*	0.0000	0.0000*
36	CompMoleFrac(NBP(1)263*)	0.0001	0.0001*	0.0001	0.0001*
37	CompMoleFrac(NBP(1)278*)	0.0005	0.0005*	0.0005	0.0005*
38	CompMoleFrac(NBP(1)292*)	0.0019	0.0019*	0.0019	0.0019*
39	CompMoleFrac(NBP(1)306*)	0.0080	0.0080*	0.0080	0.0080*
40	CompMoleFrac(NBP(1)321*)	0.0163	0.0163*	0.0163	0.0163*
41	CompMoleFrac(NBP(1)334*)	0.0225	0.0225*	0.0225	0.0225*
42	CompMoleFrac(NBP(1)349*)	0.0378	0.0378*	0.0378	0.0378*
43	CompMoleFrac(NBP(1)363*)	0.0669	0.0669*	0.0669	0.0669*
44	CompMoleFrac(NBP(1)377*)	0.0695	0.0695*	0.0695	0.0695*
45	CompMoleFrac(NBP(1)391*)	0.0666	0.0666*	0.0666	0.0666*
46	CompMoleFrac(NBP(1)406*)	0.0632	0.0632*	0.0632	0.0632*
47	CompMoleFrac(NBP(1)420*)	0.0596	0.0596*	0.0596	0.0596*
48	CompMoleFrac(NBP(1)441*)	0.1051	0.1051*	0.1051	0.1051*
49	CompMoleFrac(NBP(1)468*)	0.0919	0.0919*	0.0919	0.0919*
50	CompMoleFrac(NBP(1)496*)	0.0784	0.0784*	0.0784	0.0784*
51	CompMoleFrac(NBP(1)524*)	0.0670	0.0670*	0.0670	0.0670*
52	CompMoleFrac(NBP(1)551*)	0.0575	0.0575*	0.0575	0.0575*
53	CompMoleFrac(NBP(1)579*)	0.0435	0.0435*	0.0435	0.0435*
54	CompMoleFrac(NBP(1)607*)	0.0323	0.0323*	0.0323	0.0323*
55	CompMoleFrac(NBP(1)635*)	0.0317	0.0317*	0.0317	0.0317*
56	CompMoleFrac(NBP(1)675*)	0.0368	0.0368*	0.0368	0.0368*
57	CompMoleFrac(NBP(1)728*)	0.0219	0.0219*	0.0219	0.0219*
58	CompMoleFrac(NBP(1)790*)	0.0111	0.0111*	0.0111	0.0111*
59	CompMoleFrac(NBP(1)847*)	0.0099	0.0099*	0.0099	0.0099*
60					
61					
62					
63					
64					
65					
66					
67					
68					
69	Aspen Technology, Inc.				
	AspenHYSYS Version 7.2(24.0.0.7263)				
	Page 28 of 34				

1

2

3

4

5

6

7

8

9

10

11

12

13

14

15

16

17

18

19

20

21

22

23

24

25

26

27

28

29

30

31

32

33

34

35

36

37

38

39

40

41

42

43

44

45

46

47

48

49

50

51

52

53

54

55

56

57

58

59

60

61

62

63

64

65

66

67

68

69

1

2

3

4

5

6

7

8

9

10

11

12

13

14

15

16

17

18

19

20

21

22

23

24

25

26

27

28

29

30

31

32

33

34

35

36

37

38

39

40

41

42

43

44

45

46

47

48

49

50

51

52

53

54

55

56

57

58

59

60

61

62

63

64

65

66

67

68

69

aspen

tech

LEGENDS

Берлингтон, шт. Массачусетс

США

Имясценария: VER_7.2РНПИНЧ_АНПЗ_ABT-3DT-77(2).HSC

Наборединиц: SI

Дата/время: FriJul2910:46:122016

Рабочаякнижка: Сценарий(Главная)(продолжение)

Compositions (продолжение)

FluidPkg: Bce

Name	GudronvT-12/1	GudronvT-12/2	GudronvT-12/3	GudronvT-8isT-12/1	GudronisT-12/2vT-
CompMoleFrac(Methane)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
CompMoleFrac(Ethane)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
CompMoleFrac(Propane)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
CompMoleFrac(i-Butane)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
CompMoleFrac(n-Butane)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
CompMoleFrac(H2O)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
CompMoleFrac(S_Rhombic)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
CompMoleFrac(NBP[1]37*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
CompMoleFrac(NBP[1]51*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
CompMoleFrac(NBP[1]66*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
CompMoleFrac(NBP[1]79*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
CompMoleFrac(NBP[1]92*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
CompMoleFrac(NBP[1]107*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
CompMoleFrac(NBP[1]121*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
CompMoleFrac(NBP[1]136*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
CompMoleFrac(NBP[1]150*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
CompMoleFrac(NBP[1]164*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
CompMoleFrac(NBP[1]178*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
CompMoleFrac(NBP[1]192*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
CompMoleFrac(NBP[1]207*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
CompMoleFrac(NBP[1]221*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
CompMoleFrac(NBP[1]235*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
CompMoleFrac(NBP[1]249*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
CompMoleFrac(NBP[1]263*)	0.0001	0.0001	0.0001	0.0001	0.0001
CompMoleFrac(NBP[1]278*)	0.0005	0.0005	0.0005	0.0005	0.0005
CompMoleFrac(NBP[1]292*)	0.0019	0.0019	0.0019	0.0019	0.0019
CompMoleFrac(NBP[1]306*)	0.0080	0.0080	0.0080	0.0080	0.0080
CompMoleFrac(NBP[1]321*)	0.0163	0.0163	0.0163	0.0163	0.0163
CompMoleFrac(NBP[1]334*)	0.0225	0.0225	0.0225	0.0225	0.0225
CompMoleFrac(NBP[1]349*)	0.0378	0.0378	0.0378	0.0378	0.0378
CompMoleFrac(NBP[1]363*)	0.0669	0.0669	0.0669	0.0669	0.0669
CompMoleFrac(NBP[1]377*)	0.0695	0.0695	0.0695	0.0695	0.0695
CompMoleFrac(NBP[1]391*)	0.0666	0.0666	0.0666	0.0666	0.0666
CompMoleFrac(NBP[1]406*)	0.0632	0.0632	0.0632	0.0632	0.0632
CompMoleFrac(NBP[1]420*)	0.0596	0.0596	0.0596	0.0596	0.0596
CompMoleFrac(NBP[1]441*)	0.1051	0.1051	0.1051	0.1051	0.1051
CompMoleFrac(NBP[1]468*)	0.0919	0.0919	0.0919	0.0919	0.0919
CompMoleFrac(NBP[1]496*)	0.0784	0.0784	0.0784	0.0784	0.0784
CompMoleFrac(NBP[1]524*)	0.0670	0.0670	0.0670	0.0670	0.0670
CompMoleFrac(NBP[1]551*)	0.0575	0.0575	0.0575	0.0575	0.0575
CompMoleFrac(NBP[1]579*)	0.0435	0.0435	0.0435	0.0435	0.0435
CompMoleFrac(NBP[1]607*)	0.0323	0.0323	0.0323	0.0323	0.0323
CompMoleFrac(NBP[1]635*)	0.0317	0.0317	0.0317	0.0317	0.0317
CompMoleFrac(NBP[1]675*)	0.0368	0.0368	0.0368	0.0368	0.0368
CompMoleFrac(NBP[1]728*)	0.0219	0.0219	0.0219	0.0219	0.0219
CompMoleFrac(NBP[1]790*)	0.0111	0.0111	0.0111	0.0111	0.0111
CompMoleFrac(NBP[1]847*)	0.0099	0.0099	0.0099	0.0099	0.0099

AspenTechnology, Inc.

AspenHYSYSVersion7.2(24.0.0.7263)

Page30of34

1						
2						
Наборединиц: SI						
Дата/время: FriJul2910:46:122016						
3						
4						
5						
6						
7	Рабочаякнига: Сценарий(Главная)(продолжение)					
8						
9						
10	Compositions (продолжение)				FluidPkg:	Все
11	Name	GudronisT-12/3vT-	GudronvT-8	GudronvX-25	GudronvXB125	Gudronsustanovki
12	CompMoleFrac(Methane)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
13	CompMoleFrac(Ethane)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
14	CompMoleFrac(Propane)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
15	CompMoleFrac(i-Butane)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
16	CompMoleFrac(n-Butane)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
17	CompMoleFrac(H2O)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
18	CompMoleFrac(S_Rhombic)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
19	CompMoleFrac(NBP[1]37*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
20	CompMoleFrac(NBP[1]51*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
21	CompMoleFrac(NBP[1]66*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
22	CompMoleFrac(NBP[1]79*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
23	CompMoleFrac(NBP[1]92*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
24	CompMoleFrac(NBP[1]107*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
25	CompMoleFrac(NBP[1]121*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
26	CompMoleFrac(NBP[1]136*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
27	CompMoleFrac(NBP[1]150*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
28	CompMoleFrac(NBP[1]164*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
29	CompMoleFrac(NBP[1]178*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
30	CompMoleFrac(NBP[1]192*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
31	CompMoleFrac(NBP[1]207*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
32	CompMoleFrac(NBP[1]221*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
33	CompMoleFrac(NBP[1]235*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
34	CompMoleFrac(NBP[1]249*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
35	CompMoleFrac(NBP[1]263*)	0.0001	0.0001	0.0001	0.0001	0.0001
36	CompMoleFrac(NBP[1]278*)	0.0005	0.0005	0.0005	0.0005	0.0005
37	CompMoleFrac(NBP[1]292*)	0.0019	0.0019	0.0019	0.0019	0.0019
38	CompMoleFrac(NBP[1]306*)	0.0080	0.0080	0.0080	0.0080	0.0080
39	CompMoleFrac(NBP[1]321*)	0.0163	0.0163	0.0163	0.0163	0.0163
40	CompMoleFrac(NBP[1]334*)	0.0225	0.0225	0.0225	0.0225	0.0225
41	CompMoleFrac(NBP[1]349*)	0.0378	0.0378	0.0378	0.0378	0.0378
42	CompMoleFrac(NBP[1]363*)	0.0669	0.0669	0.0669	0.0669	0.0669
43	CompMoleFrac(NBP[1]377*)	0.0695	0.0695	0.0695	0.0695	0.0695
44	CompMoleFrac(NBP[1]391*)	0.0666	0.0666	0.0666	0.0666	0.0666
45	CompMoleFrac(NBP[1]406*)	0.0632	0.0632	0.0632	0.0632	0.0632
46	CompMoleFrac(NBP[1]420*)	0.0596	0.0596	0.0596	0.0596	0.0596
47	CompMoleFrac(NBP[1]441*)	0.1051	0.1051	0.1051	0.1051	0.1051
48	CompMoleFrac(NBP[1]468*)	0.0919	0.0919	0.0919	0.0919	0.0919
49	CompMoleFrac(NBP[1]496*)	0.0784	0.0784	0.0784	0.0784	0.0784
50	CompMoleFrac(NBP[1]524*)	0.0670	0.0670	0.0670	0.0670	0.0670
51	CompMoleFrac(NBP[1]551*)	0.0575	0.0575	0.0575	0.0575	0.0575
52	CompMoleFrac(NBP[1]579*)	0.0435	0.0435	0.0435	0.0435	0.0435
53	CompMoleFrac(NBP[1]607*)	0.0323	0.0323	0.0323	0.0323	0.0323
54	CompMoleFrac(NBP[1]635*)	0.0317	0.0317	0.0317	0.0317	0.0317
55	CompMoleFrac(NBP[1]675*)	0.0368	0.0368	0.0368	0.0368	0.0368
56	CompMoleFrac(NBP[1]728*)	0.0219	0.0219	0.0219	0.0219	0.0219
57	CompMoleFrac(NBP[1]790*)	0.0111	0.0111	0.0111	0.0111	0.0111
58	CompMoleFrac(NBP[1]847*)	0.0099	0.0099	0.0099	0.0099	0.0099
59						
60	Energy Streams				FluidPkg:	Все
61	Name	Q-H1-3	Q-P1/2-3	XB-18	Q-P-3	Q-XB-20
62	HeatFlow (kJ/h)	1.082e+006	1.036e+008	3.022e+006	5.763e+007	1.162e+006
63	Name	Poteri	Q-XB-1	Q-X-1	Q-100	Q-XB-3
64	HeatFlow (kJ/h)	-4.496e+005	3.017e+007	3.682e+006	5.046e+005	1.734e+007
65	Name	Q-X-3	Q-X-4	Q-X-5	Q-XB-2	Q-X-2
66	HeatFlow (kJ/h)	3.747e+006	1.507e+007	1.388e+006	7.001e+007	7.411e+006
67	Name	Q-H-11	Q-H-112	Q-XB-4	Q-101	Q-B-1
68	HeatFlow (kJ/h)	3.073e+005	6.105e+004	2.825e+006	6.882e+006	5.037e+005
69	AspenTechnology, Inc. AspenHYSYSVersion7.2(24.0.0.7263) Page31of34					

aspen tech

Набор единиц: SI

Дата/время: Fri Jul 29 10:46:12 2016

Рабочая книга: Сценарий(Главная)(продолжение)

Energy Streams (продолжение)

Fluid Pkg: Все

Name	Q-XB-8	Q-X-9(X-7)	Q-X-25	Q-XB-125	
HeatFlow (kJ/h)	1.171e+007	3.759e+006	1.712e+007	4.852e+006	

Технол. операции

Имя операции	Тип операции	Сырье	Продукты	Игнор.	вычисления
T-4/1	HeatExchanger	NeftvT-4/1	NeftvT4/2	No	500.0°
		Fr240-350vT-4	Fr.240-350vT-13		
T-4/2	HeatExchanger	NeftvT4/2	NeftvT-4/2	No	500.0°
		TVGvT-4/2	TVGvT-14		
T-5	HeatExchanger	NeftvT-4/2	vELOUotT4/2	No	500.0°
		TVGvT-5	TVGvT-4/2		
T-11	HeatExchanger	NeftvT-11	NeftvT-12/3	No	500.0°
		3COvT-11/1	3COvT-7		
T-1	HeatExchanger	NeftvT-1	NeftvT-2	No	500.0°
		1COK2	1COK2vXB-3		
T-2	HeatExchanger	NeftvT-2	NeftvT-3	No	500.0°
		LVG	LVGvXB-20		
T-3	HeatExchanger	NeftvT-3	vELOUotT-3	No	500.0°
		2COK-2(2)	2COK-2vX-4		
T-6	HeatExchanger	NeftvT-6	NeftvT-7	No	500.0°
		Fr.180-240isK-3	Fr.180-240vX-5		
T-7	HeatExchanger	NeftvT-7	NeftvT-8	No	500.0°
		3COvT-7	3COvK-5		
T-8	HeatExchanger	NeftvT-8	NeftvELOU(3)	No	500.0°
		GudronvT-8	GudronvX-25		
T-12/3	HeatExchanger	NeftvT-12/3	vK-1otT-12/3	No	500.0°
		GudronvT-12/3	GudronisT-12/3vT-8		
T-10	HeatExchanger	NeftvT-10	NeftvT-12/2	No	500.0°
		Fr.240-350isK-4	Fr240-350vT-4		
T-12/2	HeatExchanger	NeftvT-12/2	NeftvK-1otT-12/2	No	500.0°
		GudronvT-12/2	GudronisT-12/2vT-8		
T-12/1	HeatExchanger	NeftvT-12/1	vK-1otT-12/1	No	500.0°
		GudronvT-12/1	GudronvT-8isT-12/1		
T-9	HeatExchanger	NeftvT-9	NeftvT-12/1	No	500.0°
		2COK2(1)	2COK-2(2)		
T-13	HeatExchanger	Fr.240-350vT-13	Fr240-350sUstanovki	No	500.0°
		PromivH2O	H2OvT-14		
T-14	HeatExchanger	TVGvT-14	TVGvXB-8	No	500.0°
		H2OvT-14	H2OvnaEDG		
TEE-100	Tee	SiraiaNeftnaTO	NeftvT-1	No	500.0°
			NeftvT-4/1		
			NeftvT-6		
TEE-101	Tee	ObessolNeft	NeftvT-9	No	500.0°
			NeftvT-11		
			NeftvT-10		
TEE-102	Tee		NeftanoeOroshK-1	No	500.0°
		RfluxK-1	RfluxK-1(1)		
			BenzotE-1		
TEE-103	Tee	IzbbenzisE-3	BenzotE-2	No	500.0°
			OstrososhK2		
TEE-106	Tee	2COK-2	2COK-2na13tr	No	500.0°
			2COK-2na22tr		
TEE-104	Tee	Fr320-350(DTUFs)(1)	1COK-5(1)	No	500.0°
			DTUFsustanovki		
TEE-105	Tee	LVG(2)	2COK-5(2)	No	500.0°
			LVGsUstanovki		
TEE-107	Tee	TVG	TVGvT-5	No	500.0°
			3COvT-11/1		

AspenTechnology, Inc. AspenHYSYSVersion7.2(24.0.0.7263) Page32of34

aspen tech

Наборединиц: SI

Дата/время: FriJul2910:46:122016

Рабочаякнига: Сценарий(Главная)(продолжение)

Технол. операции (продолжение)

Имяоперации	Типоперации	Сырье	Продукты	Игнор.	вычисления
TEE-107	Tee		GororoshK-5	No	500.0°
TEE-108	Tee	Gudron	GudronvT-12/1	No	500.0°
			GudronvT-12/2		
			GudronvT-12/3		
H1-3	Pump	NeftvH-1-3 Q-H1-3	SiraiaNeftnaTO	No	500.0°
H-5	Pump	PitK-2 Q-100	vPech	No	500.0°
H-11	Pump	PitK-5(1) Q-H-11	MazutvPech	No	500.0°
H-112	Pump	Fr320-350(DTUFs) Q-H-112	Fr320-350(DTUFs)(1)	No	500.0°
MIX-100	Mixer	vELOUotT-3	vEDG	No	500.0°
		vELOUotT4/2			
		NeftvELOU(3)			
MIX-101	Mixer	SiraiaNeft H2O(1)	NeftvH-1-3	No	500.0°
MIX-102	Mixer	vK-1otT-12/3	NeftvK-1	No	500.0°
		vK-1otT-12/1			
		NeftvK-1otT-12/2			
MIX-103	Mixer	BenzotE-2 BenzotE-1	Benz	No	500.0°
MIX-104	Mixer	GudronvT-8isT-12/1 GudronisT-12/2vT-8 GudronisT-12/3vT-8	GudronvT-8	No	500.0°
EDG	3PhaseSeparator	vEDG Poteri	ObessolNeft Par Water Poteri	No	500.0°
E-1	3PhaseSeparator	CondparovK-1vE-1	RfluxK-1 ParE-1	No	500.0°
E-2	3PhaseSeparator	vE-2	IzbbenzisE-3 ParE-2 H2OisE-2	No	500.0°
K-1	Absorber	3 NeftvK-1posleTP-3 NeftanoeOroshK-1	PitK-2 vXB-1	No	2500°
K-5	Absorber	1COvK-5 PitK-5(1) ParE-3vK-5 2COK-5(3) ParE-3avK-5 ParE-4(1) GororoshK-5(1) 3COvK-5(1)	Gudron Park-5 1COK-5 2COK-5 3COK-5	No	2500°
XB-1(XB-101)	Cooler	vXB-1	vX-1 Q-XB-1	No	500.0°
XB-2	Cooler	ParK-2vXB-2	CondparovK-2vE-2 Q-XB-2	No	500.0°
X-4	Cooler	2COK-2vX-4	2CovK2 Q-X-4	No	500.0°
XB-18	Cooler	Benz	Benzsustanovki XB-18	No	500.0°
XB-20	Cooler	LVGvXB-20	LVG(2) Q-XB-20	No	500.0°
X-1	Cooler	vX-1	CondparovK-1vE-1	No	500.0°

AspenTechnology, Inc. AspenHYSYSVersion7.2(24.0.0.7263) Page33of34

1

2

3

4

5

6

7

8

9

10

11

12

13

14

15

16

17

18

19

20

21

22

23

24

25

26

27

28

29

30

31

32

33

34

35

36

37

38

39

40

41

42

43

44

45

46

47

48

49

50

51

52

53

54

55

56

57

58

59

60

61

62

63

64

65

66

67

68

69

ПРИЛОЖЕНИЕ Б

Результаты инструментальных измерений по оборотной воде

This content is unavaible

This content is unavaible

This content is unavaible

This content is unavaible

This content is unavaible

This content is unavaible

Хусанов Алишер Евадиллович,
Ульев Леонид Михайлович,
Калдыбаева Ботагоз Мырзахметовна,
Сабырханов Дархан Сабырханович,
Болдырев Станислав Александрович

МОДЕЛИРОВАНИЕ И ОПТИМИЗАЦИЯ ЭНЕРГОПОТРЕБЛЕНИЯ,
СНИЖЕНИЕ УРОВНЯ ЗАГРЯЗНЕНИЯ ПРОМЫШЛЕННЫХ ПРЕДПРИЯТИЙ
НА ОСНОВЕ ИНТЕГРАЦИЙ ПРОЦЕССОВ С ПРИМЕНЕНИЕМ МЕТОДОВ
ПИНЧ-АНАЛИЗА

МОНОГРАФИЯ

Подписано в печать __11__ __12__ 2017 г.

Формат бумаги 60х84 1/16

Бумага типографская. Печать офсетная. Объем 16,62 п.л.

Тираж 500 экз. Заказ № 3985

© Издание Южно-Казахстанский государственный университет им.М.Ауэзова

Издательский центр ЮКГУ им.М.Ауэзова, г.Шымкент, пр. Тауке хана, 5

