

Реферат

Выпускная квалификационная работа объемом 138 с., 27 рисунков, 42 таблиц, 43 источников, 3 приложения, 86 формул.

Ключевые слова: фракционирование нефти, энергоэффективность, интегрированные схемы, оптимизация, математическое моделирование, регрессионный анализ, оптимальный режим, эксергетический анализ.

Объект исследования - установка фракционирования нефти, мощностью 100 тыс. тонн/год.

Цель работы – оценить энергоэффективность промышленной установки фракционирования нефти, дать рекомендации по ее повышению.

В процессе исследования проводились: литературный обзор, составление плана эксперимента, численный эксперимент на математической модели колонной части установки, регрессионный анализ, оптимизация эксплуатационного режима колонной части установки, эксергетический анализ всей установки, анализ степени энергетических потерь при работе установки.

В результате исследования: найден оптимальный эксплуатационный режим колонной части установки, выявлена степень энергетических потерь при работе всей установки в целом, выданы рекомендации по их устранению.

Область применения: нефтеперерабатывающая промышленность.

Экономическая эффективность/значимость работы: высокая.

В будущем планируется: использование результатов исследования, как при оптимизации действующих производств, так и при проектировании и разработке схем фракционирования нефти.

Оглавление

Введение.....	5
1 Технико-экономическое обоснование	5
2 Моделирование энергоэффективных схем фракционирования нефти.....	7
2.1 Методы увеличения эффективности работы схем фракционирования...	7
2.1.1 Использование теплового насоса	7
2.1.2 Интеграция потоков.....	9
2.1.3 Тепловая интеграция секций колонны	12
2.2 Энергоэффективность и управляемость схем ректификации	15
3 Методы планирования эксперимента и оптимизации химико – технологических процессов	16
3.1 Общие сведения о планировании эксперимента	17
3.2 Краткая характеристика методики составления планов эксперимента для моделей первого и второго порядков.....	20
3.2.1 Общие положения о планировании второго порядка	21
3.2.2 Ортогональные центральные композиционные планы второго порядка.....	24
3.2.3 Рототабельные планы второго порядка.....	28
4 Краткая характеристика сред моделирования и оптимизации.....	33
5 Методика расчета эксергии технологических потоков.....	39
5.1 Расчет химической составляющей эксергии.....	41
5.2 Расчет физической составляющей эксергии	42
5.3 Расчет эксергии с использованием энтропийной составляющей и эксергетического КПД.....	43
6 Экспериментальная часть.....	51
6.1 Постановка задачи.....	51
6.2 Оптимизация процесса фракционирования нефти	53
6.2.1 Описание установки без рекуперативного подогрева сырьевого потока	53

6.2.2 Составление теплового баланса установки.....	54
6.2.3 Планирование эксперимента	55
6.2.5 Проведение регрессионного анализа	57
6.2.6 Оптимизация процесса	58
6.2.7 Результаты оптимизации процесса	60
6.3 Эксергетический анализ установки.....	60
6.3.1 Описание установки с учетом рекуперативного подогрева сырьевого потока.	60
6.3.2 Исходные данные.....	63
6.3.3 Тепловой баланс установки	66
6.3.4 Эксергетический анализ установки	67
7 Выводы.....	69
8 Финансовый менеджмент, ресурсоэффективность и ресурсосбережение	Ошибка! З
8.1 Предпроектный анализ	Ошибка! Закладка не определена.
8.1.1 Потребители результатов исследования	Ошибка! Закладка не определена.
8.1.2 Анализ конкурентных технических решений	Ошибка! Закладка не определена.
8.1.3 SWOT-анализ	Ошибка! Закладка не определена.
8.1.4 Оценка готовности проекта к коммерциализации	Ошибка! Закладка не определена.
8.1.5 Коммерциализации результатов научно-технического исследования	Ошибка! Закладка не определена.
8.2 Инициация проекта	Ошибка! Закладка не определена.
8.2.1 Организационная структура проекта	Ошибка! Закладка не определена.

8.2.2 Ограничения и допущения проекта **Ошибка!** **Закладка** **не определена.**

8.3 Планирование управления научно-техническим проектом..... **Ошибка!**
Закладка не определена.

8.3.1 Контрольные события проекта... **Ошибка! Закладка не определена.**

8.3.2 План проекта **Ошибка! Закладка не определена.**

8.3.3 Бюджет научного исследования. **Ошибка! Закладка не определена.**

8.3.4 Организационная структура проекта **Ошибка!** **Закладка** **не определена.**

8.4 Определение эффективности исследования..... **Ошибка! Закладка не определена.**

8.4.1 Оценка абсолютной эффективности исследования **Ошибка!**
Закладка не определена.

8.4.2 Оценка сравнительной эффективности исследования..... **Ошибка!**
Закладка не определена.

9 Социальная ответственность **Ошибка! Закладка не определена.**

9.1 Производственная безопасность **Ошибка! Закладка не определена.**

9.1.1 Вредные и опасные факторы объекта исследования **Ошибка!**
Закладка не определена.

9.1.2 Вредные и опасные факторы при проведении исследования **Ошибка!**
Закладка не определена.

9.2 Экологическая безопасность..... **Ошибка! Закладка не определена.**

9.2.1 Влияние объекта исследования на окружающую среду **Ошибка!**
Закладка не определена.

9.2.2 Меры по защите окружающей среды **Ошибка!** **Закладка** **не определена.**

9.3 Безопасность в чрезвычайных ситуациях..... **Ошибка! Закладка не определена.**

9.3.1 Вероятные ЧС, которые может инициировать объект исследования	Ошибка! Закладка не определена.
9.3.2 ЧС, которые могут возникать при проведении исследования и эксплуатации объекта.....	Ошибка! Закладка не определена.
9.3.3 Мероприятий по предотвращению ЧС	Ошибка! Закладка не определена.
9.4 Правовые и организационные вопросы обеспечения безопасности	Ошибка! Закладка не определена.
9.4.1 Специальные правовые нормы трудового законодательства	Ошибка! Закладка не определена.
9.4.2 Организационные мероприятия при компоновке рабочей зоны	Ошибка! Закладка не определена.
Заключение	Ошибка! Закладка не определена.
Список использованных источников	74
Приложение А	78
Приложение Б	80
Приложение В.....	85

Введение

Процессы разделения многокомпонентных смесей органических веществ являются одними из самых сложных и энергоемких в химической и нефтехимической промышленности. Наиболее часто разделение осуществляют посредством процесса ректификации.

В связи с широким распространением данных процессов остро стоит проблема энергосбережения. Учитывая высокие энергозатраты на фракционирование нефти и относительно низкий коэффициент полезного действия процесса, проводить его по стандартным схемам и при стандартных условиях экономически невыгодно. Ввиду этого, перед проектировщиками и персоналом установки фракционирования стоит задача снижения энергозатрат без потери качества продукта. Фактически, это задача оптимального проектирования и оптимальной эксплуатации установки.

Ректификация, как известно, является термодинамически необратимым процессом. Это приводит к тому, что затраты энергии и производство энтропии напрямую зависят от пути его проведения. Путь процесса, наиболее полно, отражает его траектория, что, по сути, является технологической схемой процесса, структура которой и предопределяет энергетическую эффективность процесса [1].

Целью данной работы является исследование влияния технологических режимов на энергопотребление установки фракционирования нефти и поиск наиболее энергоэффективного режима работы установки при заданных ограничениях на качество продуктов.

1 Технико-экономическое обоснование

Процесс фракционирования является весьма энергоемким процессом. Проблема оптимизации эксплуатационного режима решается путём создания математической модели установки в одной из сред математического моделирования и проведения численного эксперимента, направленного на

разработку оптимальной технологической схемы и/или отыскание оптимального технологического режима. Самыми распространенными средами математического моделирования подобных процессов являются ProII и HYSYS.

Существует ряд способов повышения энергоэффективности процесса фракционирования на стадии проектирования установки. Как известно, ректификация является термодинамически необратимым процессом. Одним из основных направлений энергосбережения при ректификации является ее приближение к гипотетическому термодинамически обратимому процессу.

Такой подход реализуется в виде комплексов с полностью связанными тепловыми и материальными потоками (FTCDS) и был впервые предложен отечественными исследователями [2], однако сложность управления долгое время препятствовала их внедрению в промышленном масштабе. Промежуточными вариантами по термодинамической эффективности между классической ректификацией и FTCDS служат технологические схемы, включающие комплексы с частично связанными тепловыми и материальными потоками (PTCDS). FTCDS полностью, а PTCDS частично обеспечивают теплоинтеграцию и исключают термодинамически вредные процессы смешения потоков.

Так же, это направление реализуется посредством распределённого подвода тепла к исчерпывающей и отвода тепла от укрепляющей частей колонны. Данный подход возможно реализовать в виде колонн с внутренней теплоинтеграцией типа HIDIC [3], путем объединения принципа теплового насоса и неадиабатической ректификации. Использование данного типа конструктивного оформления процесса теоретически позволяет снизить энергозатраты на 90 % (практически на 60%), по сравнению с классическими схемами ректификации, но является чрезвычайно трудным в исполнении.

В настоящее время наибольшее распространение получили схемы с полностью или же частично связанными тепловыми и материальными потоками, использование которых позволяет снизить энергозатраты на разделение до 30 – 50 %, по сравнению с классическими схемами фракционирования нефти. В следующем разделе будут более подробно рассмотрены некоторые из существующих схем фракционирования, а так же приведены пути решения проблемы повышения их энергоэффективности.

2 Моделирование энергоэффективных схем фракционирования нефти

2.1 Методы увеличения эффективности работы схем фракционирования

Методы увеличения энергоэффективности, авторы исследования [4], предлагают условно разделить на 3 группы:

- Использование теплового насоса
- Интеграция потоков
- Тепловая интеграция секций колонны

2.1.1 Использование теплового насоса

Тепловой насос в первую очередь используется для экономии тепла при ректификации смеси с использованием одной колонны. В представленной на рисунке 1 схеме паровой продукт колонны сжимается в компрессоре, что позволяет использовать его в качестве греющего агента в кипятильнике той же колонны. Использование компрессора позволяет достичь температуры пара, выше температуры в кипятильнике, что делает возможным рационально направленный теплоперенос в кипятильнике.

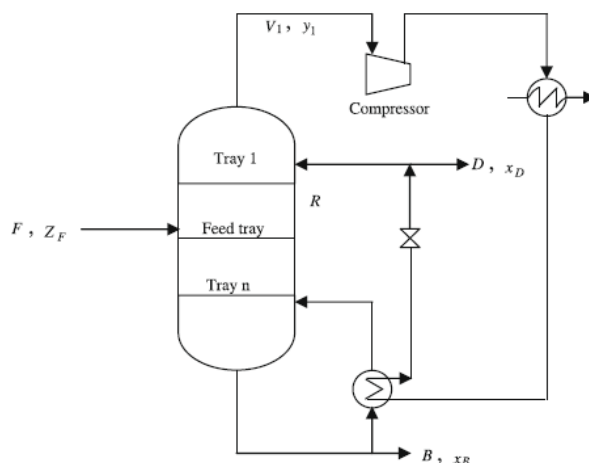


Рисунок 1 – Использование теплового насоса в традиционной схеме ректификации

Использование принципа теплового насоса возможно и в более сложных схемах. Так, например, в схемах многокомпонентной ректификации тепло конденсации паров верха одной колонны может быть использовано для подогрева куба следующей колонны (рисунок 2).

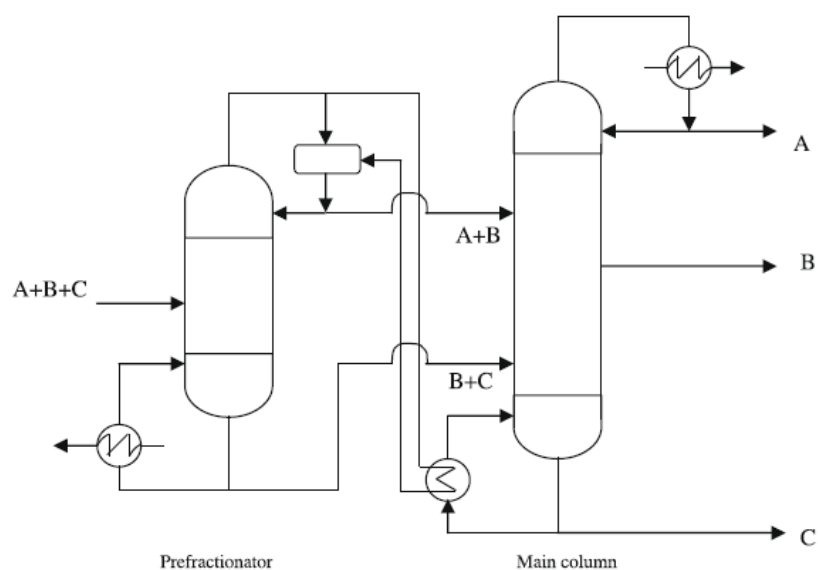


Рисунок 2 – Использование теплового насоса в схеме многократной ректификации

Было доказано, что данные методы интеграции значительно снижают энергозатраты [5, 6, 7]. Однако трудности введения данных методов энергосбережения в промышленность заключаются в сложности управления,

нелинейности, множественности стационарных состояний процесса. В литературе мало статей, посвященных оптимизации, экономике и управлению интегрированными схемами фракционирования.

2.1.2 Интеграция потоков

Схемы с интеграцией потоков могут быть условно разделены на схемы с частичной интеграцией (PTCDS – Partially thermal coupled distillation scheme) и с полной (FTCDS – Fully thermal coupled distillation scheme).

Автор [8] разработал «псевдо-колонну» Петлюка с исключением колонны-префракционатора. Данная конфигурация представлена на рисунке 3, так же часто её называют колонной с разделительной стенкой (*divided-wallcolumn* (DWC)). Интеграция осуществляется путём установки вертикальной перегородки (стенки) для разделения колонны условно на секцию префракционирования и секцию основного разделения в одном корпусе. Преимуществом данной схемы является то, что исходная смесь может быть разделена на чистые продуктовые потоки с использованием одной колонны, одного ребойлера и одного конденсатора. Кроме всего прочего, это снижает стоимость разделения и металлоемкость производства.

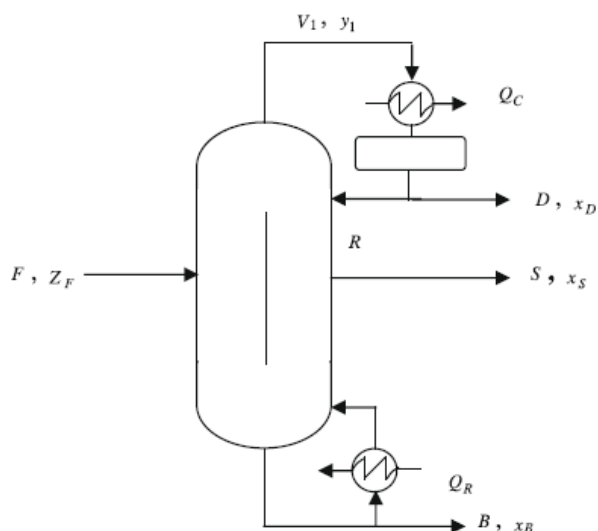


Рисунок 3 - Схема ректификации с разделительной стенкой (DWC)[4]

Схема с разделительной стенкой, предложенная в работе [8] была признана равноценной колонне Петлюка после детального теоретического исследования её Петлюком и др. [2]. По сравнению с традиционными

схемами с прямой и обратной последовательностью разделения упрощенная схема Петлюка требует меньших капиталовложений из-за меньшей металло- и энергоёмкости. Однако, в отличие от традиционных схем, данная колонна имеет большое количество степеней свободы, обуславливающее сложность проектирования и управления. Число степеней свободы соответствует числу управляемых переменных и определяет число регуляторов или систем автоматического управления, необходимых для обеспечения заданного качества процесса функционирования системы.

Как видно из рисунка 4, двухколонная схема Петлюка так же состоит из префракционатора связанного с основной колонной, оснащенной только одним конденсатором и кипятильником. Во многих исследованиях (например, [9, 10]) описываются преимущества технологии с применением данной схемы. Сокращение энергозатрат происходит за счет тепловой интеграции, но одновременно приводит к невозможности отдельного контроля и управления.

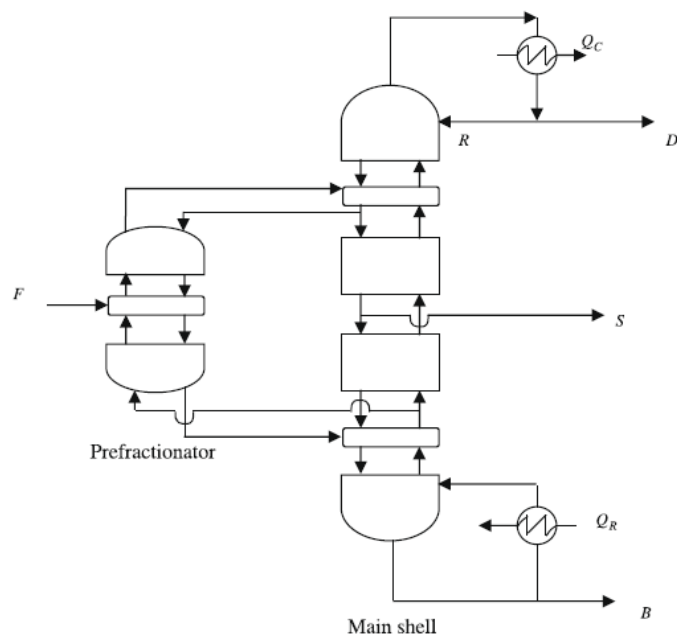
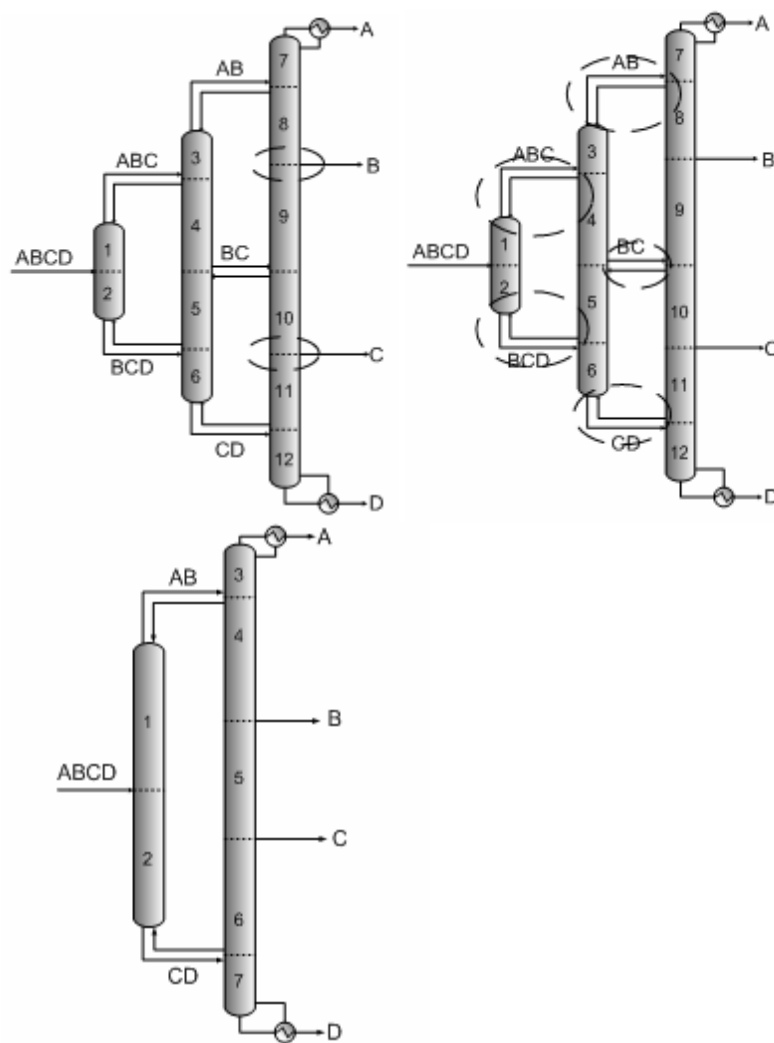


Рисунок 4 – Двухколонная схема Петлюка[9]

По утверждению авторов [11] одним из основных направлений энергосбережения при ректификации является ее приближение к гипотетическому термодинамически обратимому процессу. Данный подход

реализуется в виде комплексов с полностью связанными тепловыми и материальными потоками (FTCDS). Промежуточными же вариантами по термодинамической эффективности между классической ректификацией и FTCDS служат технологические схемы, включающие комплексы с частично связанными тепловыми и материальными потоками (PTCDS).



A, B, C, D – компоненты смеси

Рисунок 5 – Зоны теплоинтеграции (а) и термического связывания (б) в комплексе FTCDS, комплекс со связанными тепловыми потоками (в)

При моделировании реального промышленного процесса можно использовать 2 особенности обратимой ректификации:

- осуществить промежуточный подвод тепла и холода по высоте колонны,

- использовать разделение с полностью распределенными между кубом и дистиллятом компонентами с промежуточной относительной летучестью.

Автором [12] предполагается, что интеграция шлемовых потоков приведет к уменьшению удельных энергетических затрат на переработку нефти, упрощению схемы процесса за счет исключения оборудования для обеспечения верхнего циркуляционного орошения.

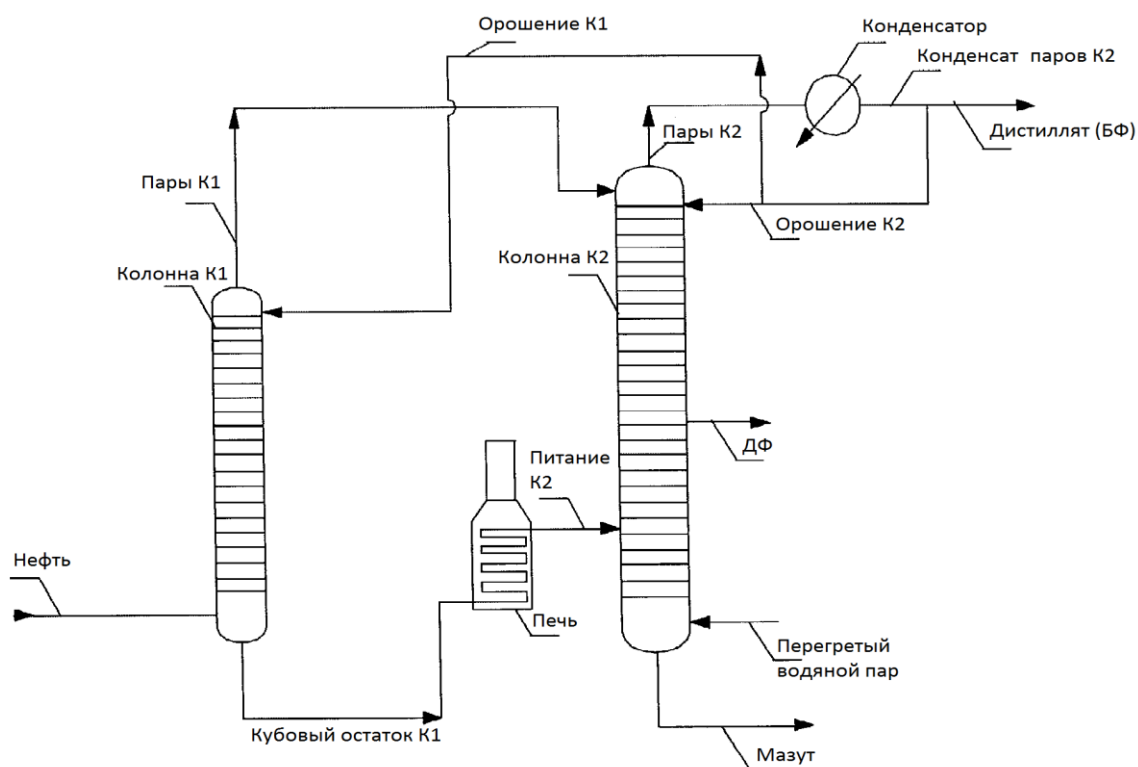


Рисунок 6 – Схема интеграции шлемовых потоков, согласно [12]

2.1.3 Тепловая интеграция секций колонны

Идеальная HiDiC (i-HiDiC) схема

На рисунке 7 изображена схема i-HiDiC, не имеющая ни ребойлера, ни конденсатора. В данной схеме тепловая интеграция достигается нужным количеством теплообменников между укрепляющей и исчерпывающей секциями. Для обеспечения подходящей для реализации теплообмена разницы температур, укрепляющая секция работает под более высоким давлением, чем исчерпывающая. В этом случае предусмотрены компрессор и дросселирующий клапан. Тепловая интеграция в HiDiC приводит к

постепенному испарению по высоте исчерпывающей секции и постепенной конденсации по высоте укрепляющей. То есть создаются потоки пара и орошения. Отсутствие конденсатора и ребойлера снижает эксплуатационные затраты. В связи с отсутствием конденсатора и ребойлера возникают трудности, особенно, в период пуска установки. В работе авторов [13] рассмотрен вариант использования конденсатора и ребойлера на период пуска (с последующим выводом их из эксплуатации по достижении стационарного режима).

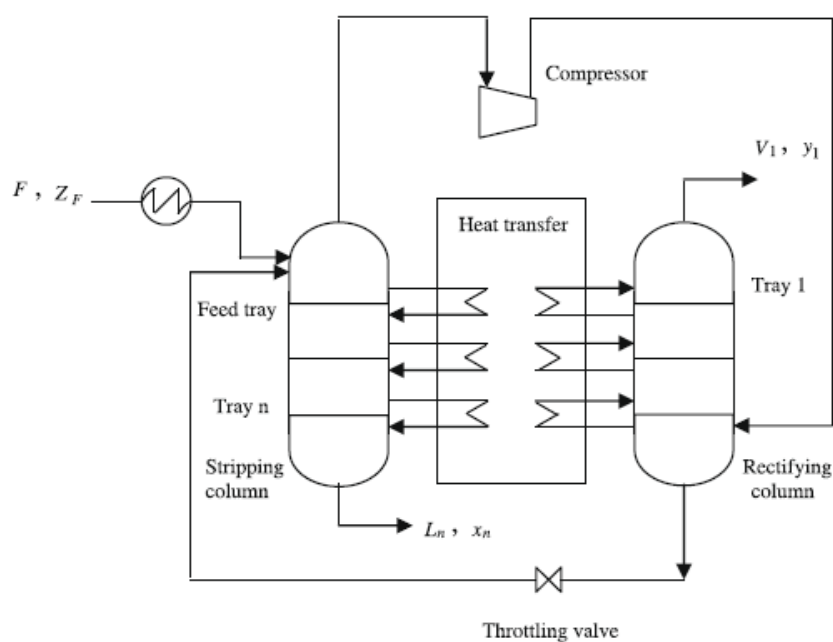


Рисунок 7 – Схематическое представление i-HiDiC схемы

Интенсифицированная i-HiDiC схема

В int-i-HiDiC поток питания нагревается перед исчерпывающей колонной. Поскольку паровой верхний продукт имеет высокое давление и температуру, он может использоваться как потенциальный теплоноситель при подогреве сырья (рисунок 7). Существует 2 модификации этой системы (варианты L и V).

Дистиллят в данной схеме может отбираться в жидкой фазе и, тогда эта схема называется Int-i-HiDiC (L) (рисунок 8) или в паровой - Int-i-HiDiC (V) (рисунок 9).

В статье [14] относительный процент энергопотребления схем CDiC, HiDiC, i-HiDiC и int-i-HiDiC составил 100, 79, 64,6 и 46,4 % соответственно. Т.е. конфигурация int-i-HiDiC является наиболее энергоэффективной.

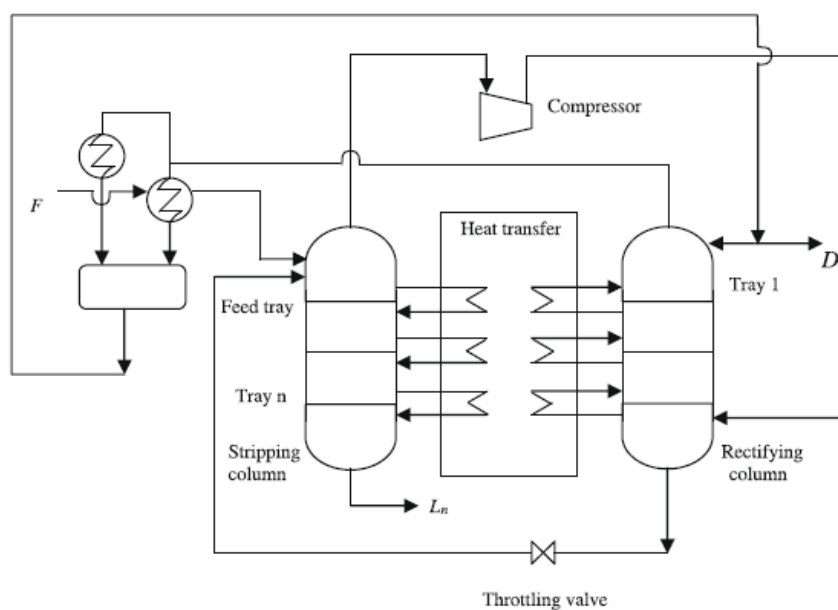


Рисунок 8 – Схема int- i-HiDiC (L)

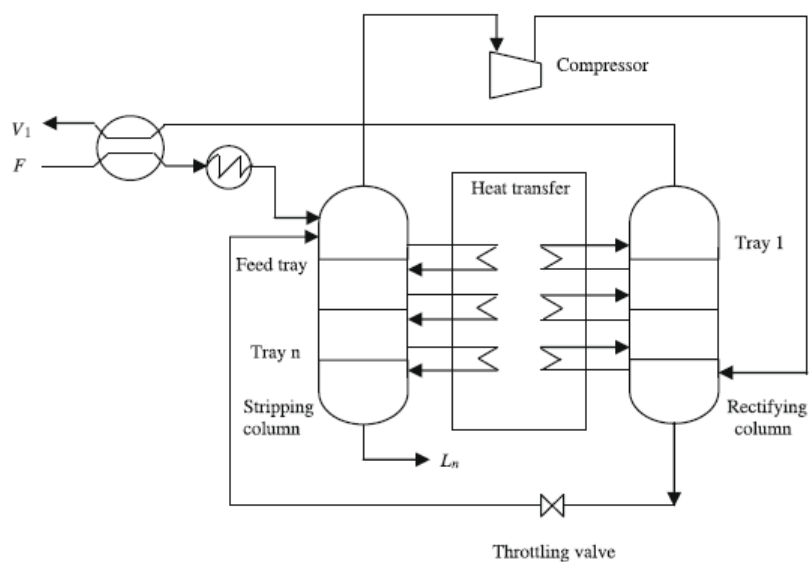


Рисунок 9 – Схема int- i-HiDiC (V)

2.2 Энергоэффективность и управляемость схем ректификации

Автор [15] сравнивает несколько схем на предмет управляемости и энергоэффективности:

1. Схема ректификации с обратной тепловой интеграцией (DQB).

При разделении трехкомпонентной смеси схема с тепловой интеграцией состоит из двух колонн. Основной идеей в данном случае является подача дистиллята второй колонны с высоким давлением в паровой фазе в качестве источника тепла первой колонны, работающей при низком давлении (рисунок 10).

2. Схема с полной интеграцией тепловых и материальных потоков (FTCDC) представляет собой двухколонную схему Петлюка, состоящую из префракционатора и основной колонны (рисунок 11).

3. Схема с распределенной ректификацией и прямой интеграцией (SQF). Эта схема фракционирования представлена в виде последовательности колонн с тепловой интеграцией. Особенность данной схемы в том, что в колонне-префракционаторе происходит нечеткое разделение (рисунок 12).

4. Традиционная схема разделения используется для сравнения. Состоит из двух простых колонн, где кубовый продукт первой колонны поступает в качестве питания для разделения во второй колонне (рисунок 13).

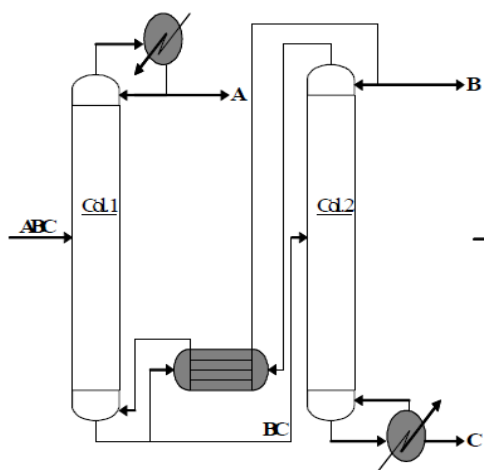


Рисунок 10 – DQB

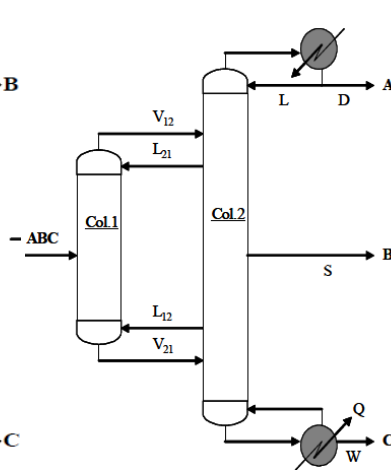


Рисунок 11 – Колонна FTCD

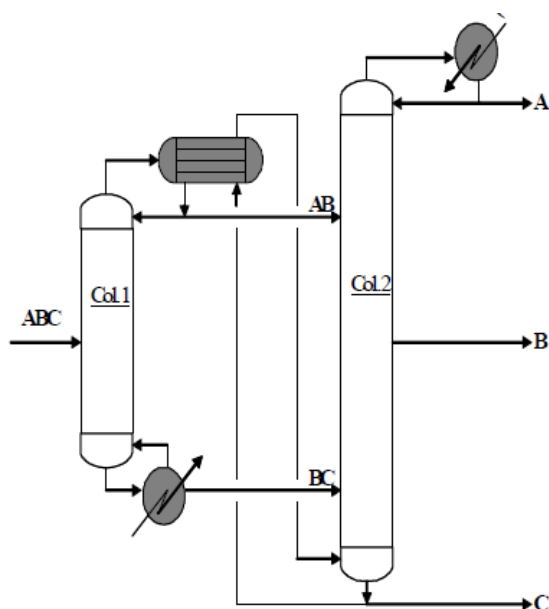


Рисунок 12 – SQF

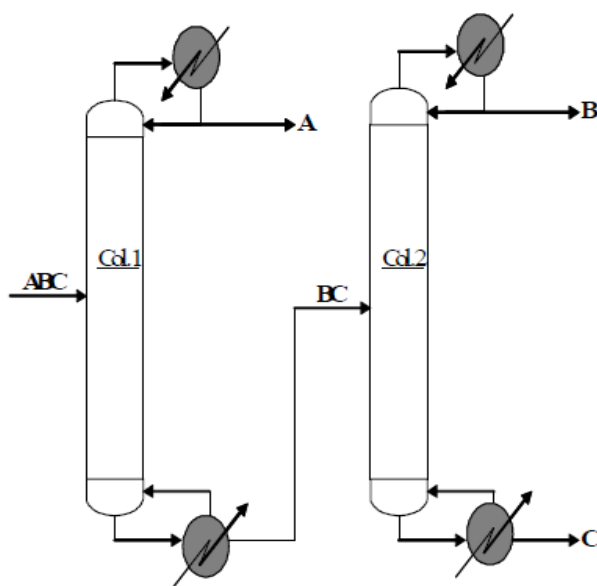


Рисунок 13 – Традиционная схема
ректификации

Схема с тепловой интеграцией наиболее энергоэффективна. Схема с полной интеграцией тепловых и материальных потоков имеет меньшие энергозатраты, чем традиционная схема разделения. Наиболее легко управляемой схемой является DQB.

3 Методы планирования эксперимента и оптимизации химико – технологических процессов

Развитие современной науки и техники связано с созданием новых и постоянным совершенствованием существующих научных и технологических процессов. Эксперимент является основой разработки и оптимизации данных процессов. Математические методы планирования эксперимента позволяют заметно повысить эффективность инженерных разработок и экспериментальных исследований. В результате использования этих методов в процессе экспериментирования и при обработке полученных данных, существенно сокращаются сроки решения поставленных задач, снижаются затраты на исследования и повышается качество полученных результатов.

Целью планирования эксперимента является нахождение таких условий и правил проведения опытов, при которых, с наименьшей затратой труда достигается получение надежной и достоверной информации об объекте, а представление этой информации выполняется в компактной и удобной форме с количественной оценкой точности.

3.1 Общие сведения о планировании эксперимента

Инициатор применения планирования эксперимента – английский статистик Рональд А. Фишер. Другим автором известных первых работ является Френк Йетс. Далее данные идеи развивались в трудах Дж. Бокса, Дж. Кифера. В нашей стране - в трудах Г.К. Круга, Е.В. Маркова и др.

Зачастую, когда экспериментатор приступает к изучению какого-либо процесса, он не имеет исчерпывающих сведений о его механизме. Имеется возможность только указать параметры, которые определяют условия протекания процесса, и, может быть, требования к его результатам. Поставленная проблема является задачей кибернетики. Действительно, если определить кибернетику как «науку, которая изучает системы любой природы, способные воспринимать, хранить и перерабатывать информацию для целей оптимального управления», то такую систему можно представить в виде черного ящика.

Черный ящик – объект исследования, имеющий $(k + p)$ входов и m выходов.



Рисунок 14. Система «Черный ящик»

X – управляемые параметры, Z – неуправляемые

Для выражения зависимостей между входными параметрами (факторами) и выходными параметрами (откликом) вводят понятие функция отклика, которая и является отражением этих зависимостей. Функцию отклика, в математической записи, можно представить следующим образом:

$$y = f(x_1, x_2, \dots, x_k). \quad (1)$$

Графическим представлением функции отклика в многомерном пространстве (факторное пространство) является гиперповерхность, называемая поверхностью отклика, пример которой представлен на рисунке 15.

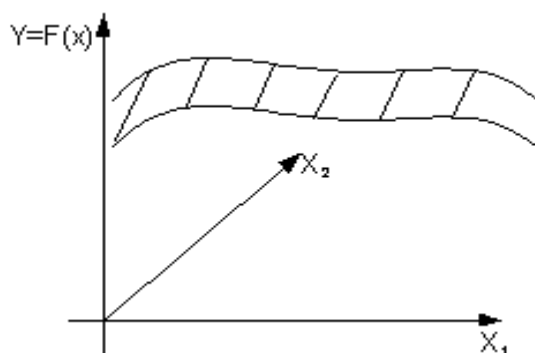


Рисунок 15. Поверхность отклика

Для математического описания поверхности отклика используют уравнение:

$$y = \beta_0 + \sum_{i=1}^k \beta_i x_i + \sum_{i,u=1}^k \beta_{iu} x_i x_u + \sum_{i=1}^k \beta_{ii} x_i^2 + \dots, \quad (2)$$

где $x_i x_u$ - переменные факторы при $i=1, \dots, k; u=1, \dots, k; i \neq u$;

$$\beta_i = \left(\frac{\partial f}{\partial x_i} \right)_0;$$

$$\beta_{iu} = \left(\frac{\partial^2 f}{\partial x_i \partial x_u} \right)_0;$$

$$\beta_{ii} = \left(\frac{\partial^2 f}{2 \partial x_i^2} \right)_0.$$

Уравнение 2 является разложением в ряд Тейлора неизвестной функции отклика в окрестности точки с $x_i = x_{i0}$.

На практике, обработка данных, полученных в результате проведения эксперимента, проводится по методу наименьших квадратов. Этот метод позволяет найти оценку b коэффициентов β , и данный полином заменяется уравнением вида:

$$\hat{y} = b_0 + \sum_{i=1}^k b_i x_i + \sum_{i,u=1}^k b_{iu} x_i x_u + \sum_{i=1}^k b_{ii} x_i^2 + \dots, \quad (3),$$

которое представляет собой регрессионную модель (модель регрессионного анализа). В этом выражении $\hat{y}$ означает модельное, т.е. рассчитываемое по уравнению модели, значение выхода. Для статистической оценки теоретических коэффициентов используются коэффициенты регрессии, которые определяются экспериментально, т.е.

$$b_0 \rightarrow \beta_0, b_i \rightarrow \beta_i, b_{iu} \rightarrow \beta_{iu}, b_{ii} \rightarrow \beta_{ii}. \quad (4)$$

Кривизну поверхности отклика можно охарактеризовать членами второй степени $x_i x_u, x_i^2$. Чем больше кривизна этой поверхности, тем больше в модели регрессии членов высшей степени. На практике чаще всего стремятся ограничиться линейной моделью [16].

Эксперимент можно проводить по-разному. Различают активный и пассивный эксперимент. Активный эксперимент – эксперимент с прямым вмешательством экспериментатора в процесс. Пассивным эксперимент

считают в том случае, если не происходит вмешательства в процесс со стороны наблюдателя, другими словами процесс является неуправляемым, или экспериментальные точки выбираются интуитивно на основании каких либо привходящих обстоятельств. Пассивный эксперимент считается неэффективным.

Более эффективным считается проводить эксперимент с применением исследователем статистических методов на всех этапах исследования, а особенно, перед непосредственными опытами. На этом этапе разрабатывается схема эксперимента. Также статистические методы продуктивно применять на этапах непосредственного экспериментирования (в процессе проведения эксперимента), при обработке результатов и на постэкспериментальном этапе, когда принимается решение о дальнейших действиях. Такой эксперимент принято считать активным, и он предполагает планирование эксперимента.

Процедура выбора числа и условий проведения экспериментов, которые необходимы и достаточны для решения поставленной задачи с требуемой точностью и называется планированием эксперимента.

Математическим моделированием принято считать науку, изучающую и предлагающую способы представления экспериментальных данных планов, позволяющие извлекать наибольшее количество информации об объектах исследования, способах проведения эксперимента, обработки полученных данных и их использовании для оптимизации технологических процессов и инженерных расчетов.

3.2 Краткая характеристика методики составления планов эксперимента для моделей первого и второго порядков

Многофакторные экспериментальные исследования становятся существенно продуктивнее при использовании теории планирования эксперимента. На практике, в планировании эксперимента, в основном применяют планы первого и второго порядков. Более высокие порядки планов, в инженерной практике, используются крайне редко. Исходя из

этого, далее приведем методики составления планов эксперимента для моделей первого и второго порядков в кратком изложении. Планы, позволяющие провести эксперимент и отыскать уравнение регрессии, содержащее только первые степени факторов и их произведения, называются планами первого порядка:

$$\hat{y} = b_0 + \sum_{i=1}^k b_i x_i + \sum_{\substack{i,u=1 \\ i \neq 1}}^k b_{iu} x_i x_u + \sum_{\substack{i,j,u=1 \\ i \neq 1, j \neq 1}}^k b_{iju} x_i x_j x_u + \dots \quad (5)$$

Если же уравнение регрессии, полученное в результате проведения эксперимента по заранее составленному плану, содержит и вторые степени факторов, то такие планы называются планами второго порядка:

$$\hat{y} = b_0 + \sum_{i=1}^k b_i x_i + \sum_{\substack{i=1 \\ i \neq 1}}^k b_{ii} x_i^2 + \sum_{\substack{i,u=1 \\ i \neq u}}^k b_{iu} x_i x_u + \dots \quad (6)$$

Для того, что бы найти уравнение регрессии, используя методы планирования эксперимента, необходимо выполнить следующее:

- выбрать основные факторы и их уравнения;
- спланировать и провести непосредственно эксперимент;
- определить коэффициенты уравнения регрессии;
- провести статистический анализ результатов эксперимента [16].

3.2.1 Общие положения о планировании второго порядка

Часто оказывается, что недостаточно описать поверхность отклика полиномами первого порядка. В большинстве случаев, необходимо использовать полином второго порядка (уравнение 6), для достижения удовлетворительной аппроксимации.

В этом случае требуется, чтобы каждый фактор варьировался не менее чем на трех уровнях. Тогда количество опытов, которое предусматривается в полном факторном эксперименте, становится слишком большим числом, а именно 3^k . Например, при $k=3$ количество опытов становится равным 27, а число коэффициентов $b-10$, а при $k=5$ число опытов возрастает до 243, а коэффициентов 21. В связи с этим, становится не только сложно, но, более

того, нецелесообразно осуществление полного факторного эксперимента (ПФЭ) для планов второго порядка.

Однако, сокращение числа опытов представляется возможным и заключается в использовании композиционных, или же последовательных, планов, которые были разработаны и предложены Д. Боксом и К. Уилсоном. Например, при наличии двух факторов модель функции отклика $y = f(x_1, x_2)$ второго порядка представляет собой конусоидальную, цилиндрическую, эллиптическую и тп. поверхность, которая, в общем виде, будет описываться уравнением:

$$y = b_0 + b_1x_1 + b_2x_2 + b_{11}x_1^2 + b_{22}x_2^2 + b_{12}x_1x_2. \quad (7)$$

Необходимо знать координаты как минимум трех точек, для того, чтобы определить такую поверхность, т.е. необходимо варьирование не менее чем на трех уровнях факторов x_1 и x_2 . Из этого следует, что план эксперимента, проводимого в плоскости факторов x_1 и x_2 , представленный на рисунке 16, не может состоять только из опытов 1, 2, 3, 4, располагающихся в вершинах квадрата, как это делается для модели первого порядка. Необходимо добавление к этим опытам так называемых звездных точек, а именно опытов 5, 6, 7, 8, которые будут располагаться на осях x_1 и x_2 , с координатами $(\pm\alpha; 0), (0; \pm\alpha)$. Также, в обязательном порядке, добавляется опыт 9, который лежит в центре квадрата, чтобы по любому направлению (5-9-6), (1-9-4) и т.д. располагались три точки, определяющие кривизну поверхности в этом направлении.

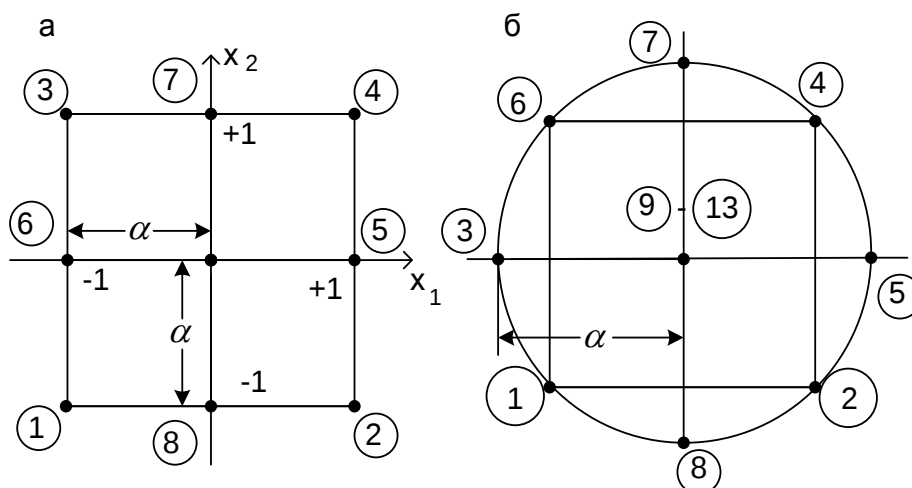


Рисунок 16. Планы второго порядка при $k = 2$: а – ортогональный;
б – ротатабельный

Таким образом, в общем случае ядро композиционного плана составляет при $k < 5$ ПФЭ 2^k , а при $k > 5$ - дробную реплику от него. Если линейное уравнение регрессии оказалось неадекватным, необходимо:

1) добавить $(2 - k)$ звездных точек, расположенных на координатных осях факторного пространства $(\pm\alpha, 0, 0, \dots, 0), (0, \pm\alpha, 0, \dots, 0), \dots, (0, 0, \dots, \pm\alpha)$, где α - звездное плечо, или расстояние до звездной точки;

2) провести n_0 опытов при значениях факторов в центре плана.

При k факторах общее число опытов в матрице композиционного плана составит:

$$\begin{aligned} n &= 2^k + 2 \cdot k + n_0, \text{ при } k < 5, \\ n &= 2^k + 2 \cdot k + n_0, \text{ при } k \geq 5. \end{aligned} \quad (8)$$

При этом величина звездного плеча α и число опытов в центре плана n_0 зависит от выбранного вида композиционного плана.

Композиционный план для $k = 2$ и $n_0 = 1$ представлен в таблице 1.

Таблица 1 - Композиционный план второго порядка

Номер опыта		Факторы						Результат
		x_0	x_1	x_2	$x_1 x_2$	x_1^2	x_2^2	y_i
Ядро плана		1						
	1	1	-1	-1	+1	+1	+1	y_1
	2	1	+1	-1	-1	+1	+1	y_2
	3	1	-1	+1	-1	+1	+1	y_3
	4	1	+1	+1	+1	+1	+1	y_4
	5	1	$+\alpha$	0	0	α^2	0	y_5
Звездные точки		1						
	6	1	$-\alpha$	0	0	α^2	0	y_6
	7	1	0	$+\alpha$	0	0	α^2	y_7
	8	1	0	$-\alpha$	0	0	α^2	y_8
Центр плана		1						
	9	1	0	0	0	0	0	y_9

Аналогичным образом строятся планы и для большего числа факторов [16].

3.2.2 Ортогональные центральные композиционные планы второго порядка

В общем виде план, представленный в таблице 1, неортогонален так как

$$\sum_{j=1}^n x_{0j} x_{ij} \neq 0; \sum_{j=1}^n x_{ij}^2 - \bar{x}_i^2. \quad (9)$$

Приведем его к ортогональному виду, для чего введем новые переменные (преобразования для квадратичных эффектов):

$$x'_{ij} = x_{ij}^2 - \frac{\sum_{j=1}^n x_{ij}^2}{n} = x_{ij}^2 - \bar{x}_i^2. \quad (10)$$

при этом

$$\sum_{j=1}^n x_{0j} x_{ij} = \sum_{j=1}^n (x_{ij}^2 - \bar{x}_i^2) = \sum_{j=1}^n x_{ij}^2 - n \bar{x}_i^2. \quad (11)$$

Тогда уравнение регрессии будет записано как

$$\hat{y} = x'_0 + \sum_{i=1}^k b_i x_i + \sum_{i,u=1}^k b_{iu} x_i x_u + \sum_{i=1}^k b'_{ii} x_i^2. \quad (12)$$

При правильно подобранном звездном плече α , композиционные планы легко приводятся к ортогональным. Значение α для различного числа факторов k и числа опытов в центре плана n_0 приведено в таблице 2.

Таблица 2 - Значения звездных плеч в ортогональных планах второго порядка

Число опытов в центре плана n_0	Звездное плечо α при различном числе факторов k			
	$k = 2$	$k = 3$	$k = 4$	$k = 5$ (в ядре полуреплики)
1	1,000	1,215	1,414	1,546
2	1,077	¹ 1,285	1,471	1,606
3	1,148	1,353	1,546	1,664
4	1,214	1,414	1,606	1,718
5	1,267	1,471	1,664	1,772
6	1,320	1,525	1,718	1,819
7	1,369	1,575	1,772	1,868
8	1,414	1,623	1,819	1,913
9	1,454	1,668	1,868	1,957
10	1,498	1,711	1,913	2,000

В частности, ортогональный план второго порядка для $k = 2$ и $n_0 = 1$ представлен в таблице 3, а его геометрическая интерпретация - на рисунке 3, а.

Прямоугольный (квадратный) план эксперимента, предусмотренный для модели второго порядка, представленный на рисунке 6 (а) и в таблице 3 вполне работоспособен. Однако, на первый взгляд, он представляется несколько избыточным, так как для определения шести коэффициентов

предусматривает девять опытов. Именно благодаря наличию трех избыточных опытов, он позволяет усреднить и оценить характер случайных погрешностей.

Таблица 3 - Ортогональный центральный композиционный план второго порядка

Номер опыта		Факторы						Результат
		x_0	x_1	x_2	$x_1 x_2$	x_1'	x_2'	y_i
Ядро плана	1	1	- 1	- 1	+1	+1/3	+1/3	y_1
	2	1	+1	- 1	- 1	+1/3	+1/3	y_2
	3	1	- 1	+1	- 1	+1/3	+1/3	y_3
	4	1	+1	+1	+1	+1/3	+1/3	y_4
		1						
Звездные точки	5	1	$\alpha = +1$	0	0	+1/3	- 2/3	y_5
	6	1	$\alpha = -1$	0	0	+1/3	- 2/3	y_6
	7		0	$\alpha = +1$	0	- 2/3	+1/3	y_7
	8	1	0	$\alpha = -1$	0	- 2/3	+1/3	y_8
		1						
Центр плана	9	1	0	0	0	- 2/3	- 2/3	y_9

В таблице 3:

$$x'_{ij} = x_{ij}^2 - \frac{\sum_{j=1}^9 x_{ij}^2}{9} = x_{ij}^2 - \frac{2}{3} \quad (13)$$

В силу ортогональности матрицы планирования ее коэффициенты равны:

$$b_i = \frac{\sum_{j=1}^n x_{ij} y_i}{\sum_{j=1}^n x_{ij}^2}; \quad b'_{ii} = \frac{\sum_{j=1}^n x'_{ij} y_i}{\sum_{j=1}^n x_{ij}^{'2}}; \quad b_{ij} = \frac{\sum_{j=1}^n (x_{ij} x_{ui}) y_j}{\sum_{j=1}^n (x_{ij} x_{iu})^2}. \quad (14)$$

Уравнения регрессии b определяются независимо один от другого по формулам.

Здесь i - номер столбца в матрице планирования; j - номер строки; суммы в знаменателях различны для линейных, квадратичных эффектов и взаимодействий.

Дисперсии коэффициентов уравнения регрессии следующие:

$$S_{b_i}^2 = \frac{S_{\text{восн}}^2}{\sum_{j=1}^n x_{ij}^2}; \quad S_{b'_{ii}}^2 = \frac{S_{\text{восн}}^2}{\sum_{j=1}^n x_{ij}^{'2}}; \quad S_{b_{ij}}^2 = \frac{S_{\text{восн}}^2}{\sum_{j=1}^n (x_{ij} x_{uj})^2}. \quad (15)$$

Следует особо отметить, что коэффициенты уравнения регрессии, получаемые с помощью ортогональных планов второго порядка, определяются с разной точностью (см. уравнение (14)), в то время как ортогональные планы первого порядка обеспечивают одинаковую точность коэффициентов, т.е. план, представленный в таблице 3, являющийся ортогональным и обеспечивающий независимость определения коэффициентов b , не является рототабельным.

В результате расчетов по матрице с преобразованными столбцами для квадратичных эффектов получаем уравнение регрессии в виде:

$$\hat{y} = b'_0 + \sum_{i=1}^k b_i x_i + \sum_{i,u=1}^k b_{iu} x_i x_u + \sum_{i=1}^k b'_{ii} (x_i^2 - \bar{x}_i^2). \quad (16)$$

Для преобразования к обычной форме записи следует перейти от коэффициента b'_0 к коэффициенту b_0 , используя выражение:

$$b'_0 = b_0 - \sum_{i=1}^k b'_{ii} \bar{x}_i^2. \quad (17)$$

При этом дисперсия этого коэффициента рассчитывается по следующему соотношению:

$$S_{b_0}^2 = S_{b_0'}^2 + \sum_{i=1}^k S_{b_{ii}}^2 \bar{x}_i^2. \quad (18)$$

В дальнейшем, зная дисперсию воспроизводимости, проверяют значимость коэффициентов и адекватность уравнения:

$$\hat{y} = b_0 + \sum_{i=1}^k b_i x_i + \sum_{i,u=1}^k b_{iu} x_i x_u + \sum_{i=1}^k b_{ii} \bar{x}_i^2. \quad (19)$$

Значимость коэффициентов проверяется по критерию Стьюдента $t_i = |b_i| / S_{b_i}$. Коэффициент значим, если $t_i > t_{\alpha, m}$, где m – число степеней свободы дисперсии воспроизводимости.

Адекватность уравнения проверяется по критерию Фишера

$$F = S_{\text{адекватное}}^2 / S_{\text{воспроизвод}}^2.$$

Уравнение можно считать значимым, если выполняется следующее условие: $F < F_{\alpha; m_1; m_2}$, т.е. F расчетное меньше F теоретического. Здесь $m_1 = (n - I)$ – число степеней свободы дисперсии адекватности; m_2 – число степеней свободы дисперсии воспроизводимости; I – число коэффициентов в уравнении регрессии второго порядка, равное числу сочетаний из $(k + 2)$ по 2, т.е.

$$I = \frac{(k + 2)(k + 1)}{2}. \quad (20)$$

3.2.3 Рототабельные планы второго порядка

Как было установлено, план второго порядка, представленный в таблице 3, не обладает свойством рототабельности. Если дисперсия отклика (выходного параметра) $\hat{y}$, которая была предсказана уравнением регрессии, остается постоянной для всех точек, которые равноудалены от центра эксперимента, то такое планирование называется рототабельным. Местоположение части поверхности отклика, представляющая особый интерес, заранее экспериментатору неизвестно. Поэтому, следует уделять особое внимание и стремиться к тому, чтобы количество информации,

которое содержится в уравнении регрессии, было одинаково для всех точек, располагающихся на равном удалении от центра эксперимента. На рисунке 16 (а) видно, что точки 5,6,7,8 в $\sqrt{2}=1,414$ раза меньше удалены от центра эксперимента, чем точки 1, 2, 3, 4. Из этого следует, что коэффициенты уравнения регрессии определяются с различной дисперсией. Рототабельные планы второго порядка были разработаны и предложены Боксом и Хантером. Для приведения композиционных планов к рототабельным, величину звездного плеча α выбирают из условия:

$$\alpha = 2^{\frac{k}{4}} \text{ при } k < 5 \quad \text{и} \quad \alpha = 2^{\frac{k-1}{4}} \text{ при } k \geq 5 \quad (21)$$

Или в общем случае

$$\alpha = 2^{\frac{k-p}{4}},$$

где k – число факторов;

p – дробность реплики (для ПФЭ $p = 0$, для полуреплики $p = 1$, для четвертьреплики $p = 2$ и т.д.).

Рассмотрим идею выбора значения звездного плеча α на примере матрицы рототабельного планирования второго порядка для $k = 2$, представленной в таблице 4.

На рисунке 16 (б) показано, как размещаются точки этого плана. Для того, чтобы обеспечить рототабельность точек 5, 6, 7, 8, следует удалить их на расстояние звездного плеча α в $\sqrt{2}=1,414$ раз большее от центра плана, нежели составляет удаление точек 1, 2, 3, 4 от осей X_1 и X_2 . Тогда, все точки плана, представленного в таблице 4, лежат на окружности с центром, который является центром плана. В точке 9 рекомендуется ставить не один, а несколько дублирующих опытов (опыты 9-13). Это позволяет усреднить полученные результаты для данной точки и осуществить статистический анализ результатов всего эксперимента в целом. Такой подход осуществляется ввиду того, что случайная ошибка в точке 9 оказывает

существенно большее влияние на функцию отклика, нежели случайные ошибки в других точках.

Таблица 4 - Рототабельный план второго порядка

Номер опыта		Факторы						Результат
		X_0	X_1	X_2	X_1X_2	X_1^2	X_2^2	Y_i
Ядро плана	1	1	-1	-1	+1	+1/3	+1/3	Y_1
	2	1	+1	-1	-1	+1/3	+1/3	Y_2
	3	1	-1	+1	-1	+1/3	+1/3	Y_3
	4		+1	+1	+1	+1/3	+1/3	Y_4
Звездные точки	5	1	+1,414	0	0	2	0	Y_5
	6	1	-1,414	0	0	2	0	Y_6
	7	1	0	+1,414	0	0	2	Y_7
	8	1	0	-1,414	0	0	2	Y_8
Центр плана	9	1	0	0	0	0	0	Y_9
	0	1	0	0	0	0	0	Y_{10}
	1	1	0	0	0	0	0	Y_{11}
	3	1	0	0	0	0	0	Y_{12}

Вывести формулы для расчета соответствующих коэффициентов уравнения регрессии и их дисперсий можно, учитывая специфичность характера рототабельного плана второго порядка в общем виде:

$$b_0 = \frac{A}{n} \left[2\lambda^2 (k+2)(oy) - 2\lambda c \sum_{i=1}^k (i i y) \right]; \quad (22)$$

$$b_i = (c/n)(i y); \quad (23)$$

$$b_{ii} = \frac{A}{n} \left[c^2 [(k+2)\lambda - k](iuy) + c^2 (1-\lambda) \sum_{i=1}^k (iuy) - 2\lambda c(oy) \right]; \quad (24)$$

$$b_{iu} = \frac{c^2}{n\lambda} (iuy); \quad (25)$$

$$S_{b_0}^2 = \frac{2A\lambda^2(k+2)}{n} \cdot S_{\text{вочн}}^2; \quad (26)$$

$$S_{b_{ij}}^2 = \frac{A[(k+2)\lambda - (k-1)c^2]}{n} \cdot S_{\text{вочн}}^2; \quad (27)$$

$$S_{iu}^2 = \frac{c^2}{n\lambda} S_{\text{вочн}}^2; \quad (28)$$

$$\text{где } (oy) = \sum_{j=1}^n x_{0j} y_j; \quad (iuy) = \sum_{j=1}^n x_{ij} x_{uj} y_j; \quad (29)$$

$$(iy) = \sum_{j=1}^n x_{ij} y_j; \quad (iuy) = \sum_{j=1}^n x_{ij}^2 y_j; \quad (30)$$

$$C = \frac{n}{\sum_{j=1}^n x_{ij}^2}; \quad A = \frac{1}{2\lambda[(k+2)\lambda - k]}; \quad (31)$$

$$\lambda = \frac{nk}{(k+2)n_1} = \frac{k(n_1 + n_0)}{(k+2)n_1}. \quad (32)$$

Здесь n_0 - число опытов в центре плана; n_1 - число остальных опытов.

Неортогональность матрицы рототабельного планирования является следствием того, что:

$$\sum_{j=1}^n x_{0i} x_{uj}^2 \neq 0; \quad \sum_{j=1}^n x_{uj}^2 \cdot x_{ij}^2 \neq 0; \quad i \neq u. \quad (33)$$

Исходя из этого, в случае незначимости какого либо из квадратичных эффектов его следует исключить, а уравнение регрессии необходимо пересчитать заново.

По опытам в центре плана можно определить дисперсию воспроизводимости, при использовании рототабельных планов второго порядка. Ввиду этого, когда проводят проверку уравнения регрессии, которое

было получено по рототабельному плану второго порядка, на адекватность, поступают следующим образом.

Находят остаточную сумму квадратов:

$$S_1^2 = \sum_{j=1}^n (y_j - \hat{y}_j)^2. \quad (34)$$

с числом степеней свободы

$$m_1 = n - 1 = n - \frac{(k+2)(k+1)}{2}. \quad (35)$$

По опытам в центре плана определяют сумму квадратов воспроизводимости:

$$S_2^2 = \sum_{j=1}^n (y_{0j} - \bar{y}_{0j})^2 \quad (36)$$

с числом степеней свободы $m_2 = n_0 - 1$.

Далее находят сумму квадратов, характеризующих неадекватность $S_3^2 = S_1^2 - S_2^2$, число степеней свободы которой

$$m_3 = m_1 - m_2 = n - \frac{(k+2)(k+1)}{2} - (n_0 - 1). \quad (37)$$

Проверяют значимость по критерию согласия Фишера:

$$F = \frac{S_3^2 / m_3}{S_2^2 / m_2}. \quad (38)$$

Условием значимости уравнения служит неравенство: $F < F_\alpha$.

Если данное неравенство не выполняется, т.е. модель второго порядка неадекватна, то эксперименты повторяю, но уже на меньшем интервале варьирования факторов. Также можно перенести центр плана в другую точку факторного пространства. Если же после повторного проведения опытов, но уже на меньшем интервале варьирования факторов, или же после переноса центра плана, по-прежнему не достигается адекватность математической модели, то переходят к планам третьего порядка [16].

Использование методик, описанных выше, или же теории планирования эксперимента, позволяет намного эффективнее проводить и анализировать результаты многофакторных экспериментов. К преимуществам активного эксперимента, по сравнению с пассивным, можно отнести то, что он позволяет:

1. Минимизировать общее число опытов;
2. Выбирать четкие логически обоснованные процедуры, последовательно выполняемые экспериментатором при проведении исследования;
3. Использовать математический аппарат, формализующий многие действия экспериментатора;
4. Одновременно варьировать всеми переменными и оптимально использовать факторное пространство;
5. Организовать эксперимент таким образом, чтобы выполнялись многие исходные предпосылки регрессионного анализа;
6. Получать математические модели, имеющие лучшие в некотором смысле свойства по сравнению с моделями, построенными из пассивного эксперимента;
7. Рандомизировать условия опытов, то есть многочисленные мешающие факторы превратить в случайные величины;
8. Оценивать элемент неопределенности, связанный с экспериментом, что дает возможность сопоставлять результаты, полученные разными исследователями.

В планировании экспериментов применяются в основном планы первого и второго порядков. Планы более высоких порядков используются в инженерной практике редко [16].

4 Краткая характеристика сред моделирования и оптимизации

Выше рассмотрены методы планирования активного и пассивного эксперимента. Однако, оптимизация химико – технологических процессов, или же нахождение минимума или максимума целевой функции, решается

путем составления математической модели в одной из сред математического моделирования и проведения на данных моделях численного эксперимента, согласно плану, составленному ранее и с учетом заданных ранее ограничений.

В настоящее время имеется огромное число программных средств моделирования процессов химической технологии, относящихся к нефтегазовой отрасли и не только, которые доступны инженерам технологам. В основном, разработкой и распространением подобных программных продуктов занимаются фирмы США и Канады. Однако следует отметить, что существуют и отечественные разработки в данной отрасли (GIBBS, КОМФОРТ и др.).

Все - таки лидирующие позиции на рынке программных продуктов моделирования процессов газо и нефтепереработки в настоящее время занимают продукты трех иностранных компаний – InvensysProcessSystems (в состав которой входит SimSci – Esscor владелец торговой марки PRO/II), AspenTechnologies (с вошедшей в ее состав компанией Hyprotech владельца торговых марок HYSIM, HYSYS, Aspen) и ChemStations (владеющая торговой маркой CHEMCAD).

Hysim и Hysys. Данные продукты разработаны и являются собственностью канадской компании Hyprotech Ltd. Hysim предназначен для выполнения статического моделирования большинства основных процессов газопереработки, нефтепереработки и нефтехимии. Особый акцент сделан на работу с уравнением состояния Пенга-Робинсона.

Программа имеет расширенный набор модификаций данного уравнения, которые включают в себя:

1. Работу с несимметричными коэффициентами бинарного взаимодействия и различными правилами смещения;
2. Модификации для работы с водой, гликолями и аминами.

Пакет имеет специфический алгоритм расчета ректификационных колонн, который практически не имеет ограничений в отношении набора

задаваемых спецификаций и сложности колонны. Также имеется возможность табличного ввода данных, по которым затем строится изображение схемы в формате AUTOCAD, что чрезвычайно удобно. Дополнительный пакет Huprop позволяет эффективно обрабатывать экспериментальные данные по свойствам чистых компонентов и затем использовать полученные корреляции в расчетах.

В 1996 году фирма представила новую разработку – Hysys, разработанную специально для 32 разрядных платформ PC/Windows (а ныне – и 64 разрядных) и пользователи Hysim начали переход на Hysys (хотя многие и до сих пор работают в Hysim). В настоящее время вышла версия 7.3 программы. Поскольку в 2002 году компания Hyprotech Ltd была приобретена AspenTechnologies, то в данный момент программный продукт называется AspenHysys и входит в состав пакета инженерного модуля AspenONEEngineering пакета AspenONE.

AspenONE. Продукты американской компании AspenTechnologiesInc широко известны в России, в том числе среди студентов химико-технологических специальностей и специалистов нефтегазовой отрасли. Aspen HYSYS является, пожалуй, одним из самых известных продуктов компании.

Aspen HYSYS является программным пакетом, который позволяет:

1. Моделировать в стационарном режиме;
2. Проектировать химико-технологические производство в целом;
3. Выполнять контроль производительности оборудования;
4. Оптимизировать химико-технологические процессы, а так же проводить бизнес-планирование в области добычи и переработки углеводородов и нефтехимии.
5. Строить динамические модели, как отдельных процессов, так и всей технологической схемы в целом;
6. Разрабатывать и отлаживать схемы регулирования процессов.

Пример модели, составленной с использованием данного программного пакета, представлен на рисунке 17. Наряду со всем вышесказанным, данный пакет предусматривает возможность выполнять расчеты основных конструктивных характеристик сепарационного оборудования, емкостей, теплообменной аппаратуры, тарельчатых и насадочных ректификационных колонн и оценку стоимости оборудования. Программа имеет высокоразвитый графический интерфейс, имеет поддержку технологии OLE-2. Кроме того, исполнена хорошая интеграция с офисными приложениями Microsoft, что позволяет экспортировать результаты непосредственно в данные приложения.

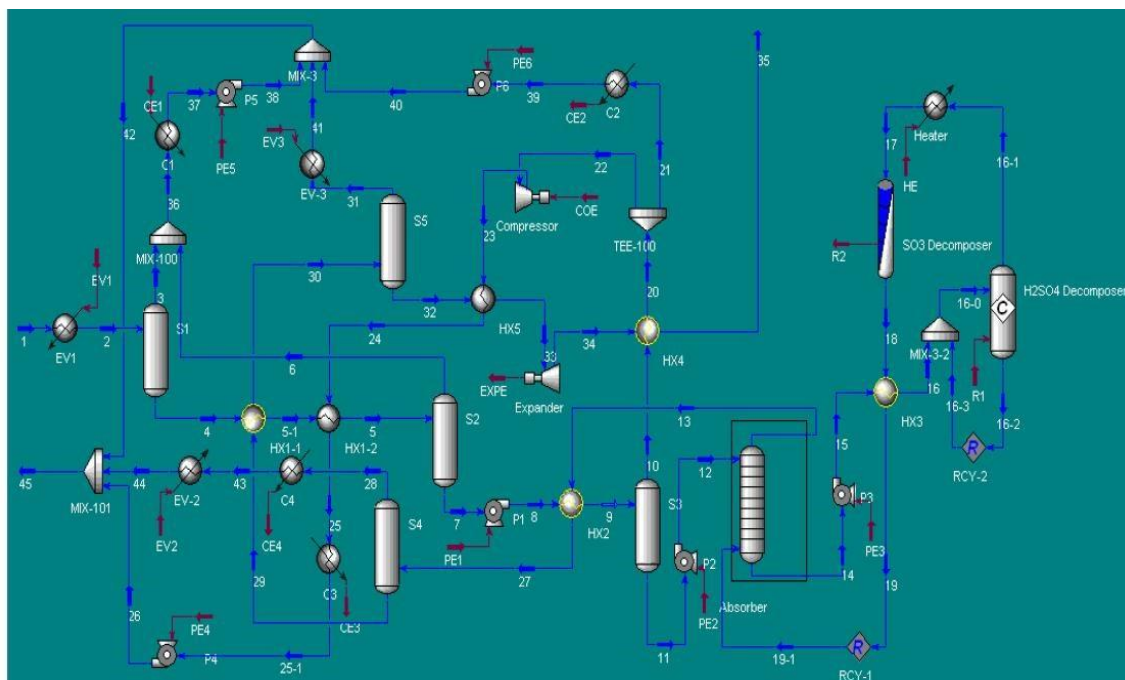


Рисунок 17. Модель в AspenHysys

Однако, несмотря на все положительные стороны HYSYS, он не поддерживается Unix-платформами. Специально для моделирования процессов в стационарном режиме и на данных платформах разработан другой программный пакет — AspenPlus. Он является высокопроизводительным приложением для рабочих станций. В настоящий момент широко используется на Windows. Пример модели, составленной посредством использования данного программного пакета представлен на рисунке 18.

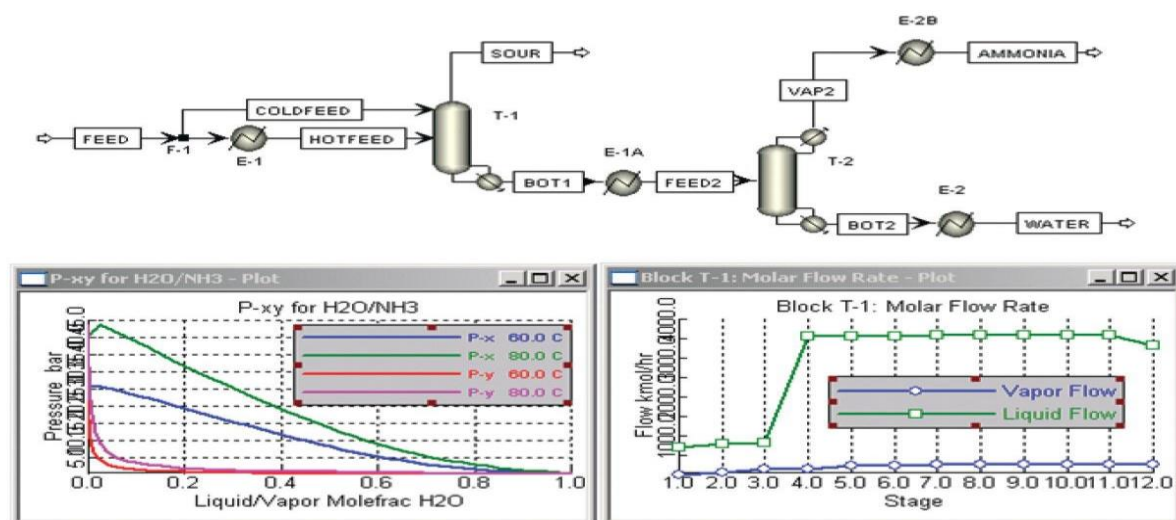


Рисунок 18. Модель процесса в AspenPlus

AspenPlus, это система для статического моделирования процессов, основанных на химическом и фазовом превращении. Имеет широкий набор алгоритмов, который постоянно расширяется, благодаря тому, что AspenPlus является системой с открытыми стандартами. Система имеет развитый графический интерфейс (рисунок 18). Имеется возможность выполнять расчеты основных конструктивных характеристик и оценку стоимости оборудования.

В настоящий момент оба этих программных продукта входят в состав пакета AspenONE V8 (текущая версия – 8.8), предназначенного для повышения эффективности производства и управления цепочками поставок, а также проектирования и моделирования технологических процессов. В то же время они продаются и как отдельные ключевые программные продукты компании.

CHEMCAD. Программный пакет CHEMCAD (рисунок 19) разработан фирмой ChemStations, Inc. Данный пакет позволяет:

1. Выполнять статическое моделирование основных процессов, основанных на фазовых и химических превращениях,
2. Производить расчет геометрических размеров и конструктивных характеристик основных аппаратов,
3. Производить оценочную характеристику стоимости оборудования.

Программа разработана для платформы Windows, имеет графический интерфейс. Текущей версией программы является версия 6.4. Пример модели, составленной с использованием данного продукта, представлен на рисунке 19.

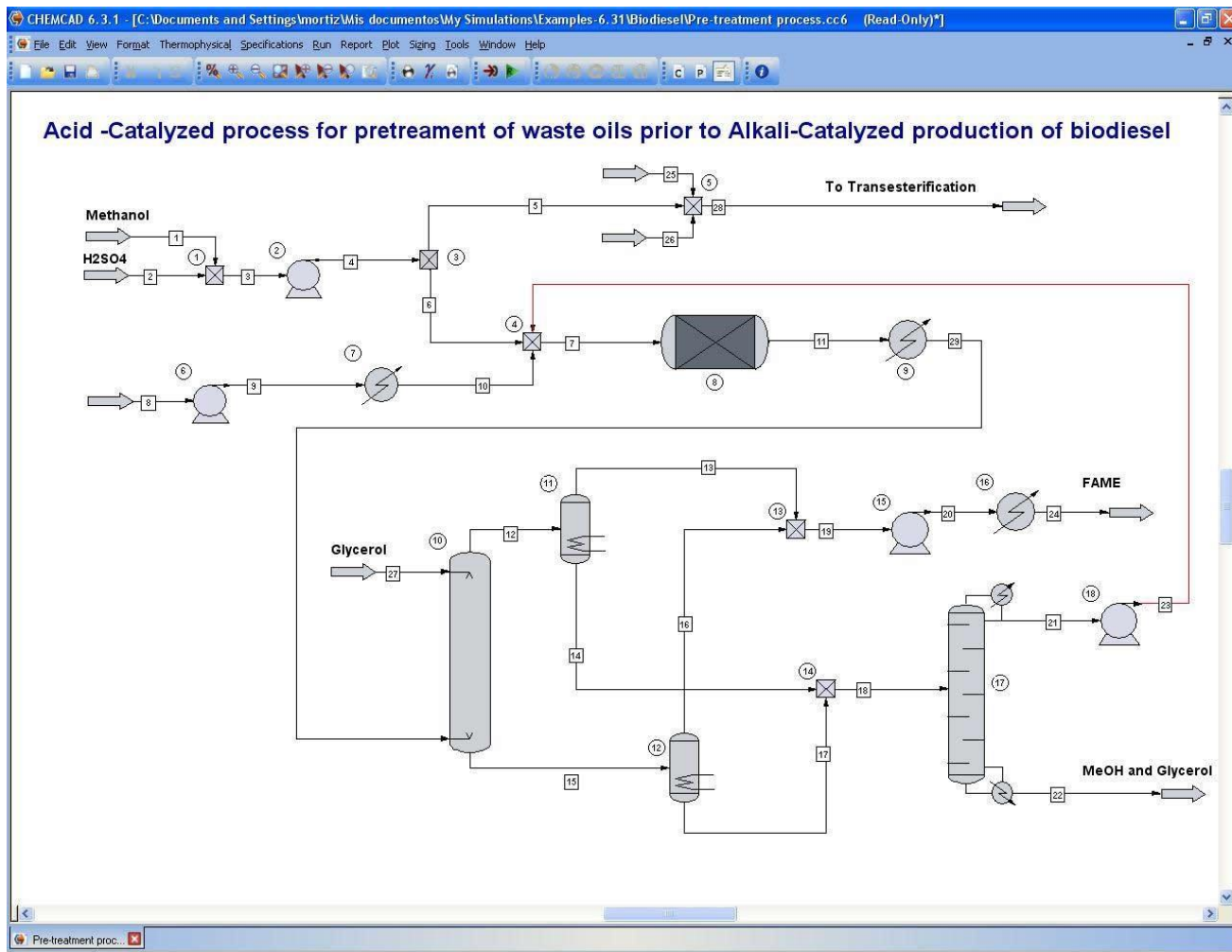


Рисунок 19. CHEMCAD (модуль CC-DYNAMICS)

Pro II и ProVision. Эти широко известные и применяемые в нефтегазовой отрасли России программные продукты разработаны американской фирмой SimulationSciences, Inc. Система Pro II была первоначально перенесена на платформу DOS/PC с мейнфреймов. В этой реализации она не имела удобного пользовательского интерфейса. В 1995 году фирма анонсировала новый графический интерфейс для 32 разрядных платформ PC/Windows с поддержкой OLE-2 и выпустила ProVision. Одновременно разрабатывалась реализация и для Unix-платформ.

В данном программном продукте имеется возможность составления моделей практически всех известных химических и нефтехимических производств. Также имеются широкие возможности для работы с растворами электролитов. Имеется возможность проведения гидравлических расчетов сепарационного оборудования, реакторов, насадочных и тарельчатых ректификационных колонн.

Текущей версией PRO II является 9. В настоящий момент он является частью пакета ProcessEngineeringSuite (PES) – пакета для технического проектирования технологического процесса.

Кроме этого, фирма предлагает приложение для моделирования гидравлики нефтегазовых месторождений, систем сбора и транспорта нефти и газа – Pipephase. Pipephase является частью пакета для оптимизации нефтегазодобычи UpstreamOptimizationSuite (UOS) [17].

Фирма имеет еще ряд продуктов, о которых нельзя не сказать: инструмент оптимизации технологических процессов Connoisseur и пакет онлайн контроля производительности (ROMeoOnlinePerformanceSuite) ROMeo [17].

5 Методика расчета эксергии технологических потоков

Эксергия как мера пригодности любого вида энергии, была введена по ряду принципиальных положений. Так, до настоящего времени анализ энергосбережения процессов не выходил за рамки I закона термодинамики, который представляет собой энергетический (иногда его называют тепловой) баланс объекта. При подобном подходе имеется возможность выделить и оценить только энергетические потери в окружающую среду, которые составляют, в среднем, 5 %. Однако, в силу того, что энергетический баланс всегда сходится, становится невозможным выделить, а, следовательно, оценить, потери в результате протекания самого процесса. Вследствие этого,

энергосбережение стали заменять термином энергоэффективность, так как нельзя сбавить то, что не теряется.

Кроме того, нет различия качества видов энергии, или же их пригодности, при составлении и анализе энергетического баланса. Например, в энергетическом балансе химико-технологической системы теплота, которая отводится от конденсатора в окружающую среду, рассматривается наравне с химической энергией топлива. Однако, на практике, практическая пригодность теплоты различна и, чем ближе температура окружающей среды к температуре источника теплоты, тем меньше величина практической пригодности данной энергии.

Процессы, более всего снижающие эффективность работы ХТС, невозможно установить при составлении энергетического баланса. Для этого необходима количественная оценка изменения параметра практической пригодности для каждого процесса преобразования энергии. Также, для того, что бы корректно оценить степень термодинамического совершенства системы, энергетический баланс не пригоден.

Положение о практической непригодности теплоты, которая черпается из окружающей среды, вытекает не из энергетического баланса, а из второго закона термодинамики. Ввиду этого, требуется совместное использование первого и второго начала термодинамики, для корректной оценки практической пригодности различных форм энергии. Для этого ввели понятие эксергия, которая и определяет работоспособность потоков энергии. Эксергия – величина «теряемая», и в силу этого энергосбережение корректно было бы назвать эксергосбережением.

В эксергетическом анализе используются исключительно открытые термодинамические системы, обменивающиеся с окружающей средой теплотой и работой.

Основным понятием эксергетического анализа является понятие окружающей среды или «вещества отсчета».

Окружающая среда или вещество отсчета должно удовлетворять трем основным требованиям:

- Компоненты среды должны находиться между собой в термодинамическом равновесии.
- Свободная энтальпия компонентов среды при T_0 должна иметь минимальное значение по сравнению со свободной энтальпией любых соответствующих компонентов данной системы.
- Параметры среды не должны зависеть от взаимодействия с анализируемой средой.

5.1 Расчет химической составляющей эксергии

Как правило, молекулярный состав нефти и фракций неизвестен. В этой ситуации в качестве окружающей среды или вещества отсчета принимается гипотетическое вещество – идеальный газ состава фракции (фракция является «компонентом» смеси).

Химическая эксергия потока (нефти или фракции) определяется суммой работ: обратимого процесса перевода вещества из жидкого состояния в парообразное $-l_{обр}^{ж}$, обратимого процесса перевода паров в идеальное состояние $-l_{обр}^n$ и обратимой работы разделения (только для исходной нефти) идеальной газовой смеси $-l_{обр}^u$.

$$ex_x = l_{обр}^{ж} + l_{обр}^n + l_{обр}^u \quad (39)$$

Работа обратимого процесса перевода жидкости в парообразное состояние составит:

$$l_{обр}^{ж} = q_n \frac{T_k - T_0}{T_k} \quad (40)$$

где q_n – теплота испарения, кДж/моль, T_k – средняя температура кипения фракции.

Для расчета второй составляющей рассмотрим абстрактный процесс обратимого изотермического расширения реальных паров фракции в

реальной расширительной машине. Перевод реальных паров в идеальное газовое состояние должен сопровождаться изменением энергии в результате разрыва межмолекулярных связей. Изменение энергии равно максимальной работе процесса, если этот процесс является обратимым.

В предположении, что эта работа с достаточной степенью точности равна работе, реально затраченной на изотермическое расширение паров фракции до определенного характеристиками машины остаточного давления, можно рассчитать вторую составляющую химической эксергии (изменениями энтальпии пренебрегаем):

$$l_{обp}^n = \frac{1}{\eta_u} \frac{Z_0}{Z_u} RT_0 \ln \frac{P_0}{P_u} \quad (41)$$

где η_u – изотермический КПД процесса расширения (принимается равным 0,7); Z_0 и Z_u – коэффициенты сжимаемости при $p_0 = 0,1$ МПа, $T_0 = 298$ К и $p_u = 0,01$ МПа, $T_0 = 298$ К соответственно; p_u – конечное давление (принято $p_u = 0,01$ МПа).

Оценка третьей составляющей производится на основании следующей формулы:

$$l_{обp}^u = -RT_0 \sum x_i \ln x_i \quad (42)$$

где x_i – мольная доля фракции.

Расчет этой составляющей имеет смысл только для смеси фракции.

В общем виде химическая эксергия будет иметь вид:

$$ex_x = q_n \frac{T_k - T_0}{T_k} + \frac{1}{\eta_{уд}} \frac{Z_0}{Z_{уд}} RT_0 \ln \frac{P_0}{P_{уд}} - RT_0 \sum x_i \ln x_i \quad (43)$$

5.2 Расчет физической составляющей эксергии

Физическую эксергию ex_ϕ обычно представляют в виде суммы изобарной ex_p (термической) и изотермической ex_T (механической) составляющих

$$ex_\phi = ex_p + ex_T$$

$$ex_T = \int_{T_0}^T \frac{T-T_0}{T} dh(T) = \int_{T_0}^T \tau_e dh(T) \quad (44)$$

Где τ_e – эксергетическая температурная функция, равная КПД Карно, $h(T)$ – зависимость энтальпии от температуры.

$$dh = C_p dT \quad (45)$$

Изобарная составляющая будет иметь в вид:

$$ex_p = RT_0 \ln \frac{P}{P_0} \quad (46)$$

Изотермическая составляющая:

$$ex_T = \frac{(T-T_0)^2}{T} C_p \quad (47)$$

5.3 Расчет эксергии с использованием энтропийной составляющей и эксергетического КПД

Подвод теплоты или отвод её избытка, на практике, применяется очень часто при много тоннажном производстве продуктов методами химической-технологии. Это применяется для обеспечений оптимальных условий протекания процессов. При этом стараются обеспечить минимальное потребление энергии от сторонних источников и максимально использовать теплоту химических реакций. Совместный анализ энергетического и эксергетического балансов позволяет разрабатывать технологические решения, которые способствуют улучшению теплоиспользования. К эксергетическому анализу также относится так называемый энерготехнологический анализ. Он позволяет установить и оценить уровень энергии, которая возвращается в процесс и может быть использована (в виде электрической, механической, тепловой) для нужд химической технологии. Возврат энергии в процесс исключает или существенно сокращает потребления энергии от сторонних источников, т.е. извне.

Понятие «эксергия» определяют как «технически пригодная энергия», «работоспособность», «мера пригодности любого вида энергии для

получения энергии в обратимом процессе взаимодействия с окружающей средой».

Эксергия “Е” характеризует работоспособность энергоносителя, т.е. качество энергии. Другими словами, эксергия — это та энергия системы, которая может быть утилизирована. Эксергия зависит не только от параметров системы, но и от параметров окружающей ее среды, чего нельзя сказать об энергии. Система может обладать большой энергией, но ее эксергия может быть малой или равной нулю. Например, малая разница температуры тела и окружающей среды ведет к тому, что тепловая энергия этого тела не может быть использована. Чем ниже разница температур, тем большая доля энергии тела равна его эксергии, т. е. может быть использована. Если в системе необходимо поддерживать высокое давление, то, чем ниже давление окружающей среды, тем больше эксергия данной системы. При равенстве давлений эксергия системы равна нулю, независимо от её энергии. То же самое можно отнести абсолютно ко всем видам энергии.

Эксергетическому анализу подвергается эксергетический комплекс, включающий систему, в которой происходят энергетические превращения, окружающую среду в целом и находящийся в ней источник или приемник энергии. Проведение эксергетического анализа с термодинамических позиций позволяет установить степень совершенства полезного использования энергии и источник нежелательных потерь. Превращения таких видов энергии, как электрическая, магнитная или механическая, в другие ее формы не характеризуются изменением энтропии. Коэффициент преобразования η суммы подведенных потоков энергии $\sum W'$ в отводимые потоки $\sum W''$ с учетом изменения энергии системы ΔW можно оценить по формулам:

$$\eta = \sum W'' / \sum W' = (\sum W' - \Delta W) / \sum W' \quad (48)$$

$$\sum W' = \sum W'' + \Delta W$$

Превращения внутренней энергии теплового потока, излучения, химических взаимодействий в другие формы всегда осуществляется не полностью и характеризуется появлением некоторого количества «связанной» энергии W_s , которое соответствует изменению энтропии ΔS . В этом случае в формуле (48) из суммы отводимых потоков следует вычесть W_s :

$$\eta_s = (\sum W'' - W_s) / \sum W' \quad (49)$$

$$\sum W' = \sum W'' + \Delta W + W_s$$

Ниже сопоставлены свойства энергии и эксергии [18]:

Энергия W системы:

1. Зависит исключительно от параметров системы, однако от параметров окружающей среды зависимости нет.
2. Всегда имеет значение, отличное от нуля, и равна в соответствии с уравнением Эйнштейна mc^2 ;
3. Не может уничтожаться и подчиняется закону сохранения в любых процессах;
4. По условиям второго начала термодинамики существуют ограничения превратимости одних форм энергии в другие, в том числе для обратимых процессов.

Эксергия E системы:

1. В равной степени зависит и от параметров самой системы, и от параметров окружающей её среды;
2. При равновесии с окружающей средой (параметры системы и окружающей среды одинаковы), может принимать значение, равное нулю;

3. Закон сохранения работает только в обратимых процессах. В реальных необратимых процессах частично или полностью уничтожается (закон Гюи-Стодолы);

4. По условиям второго закона термодинамики, ограничений превратимости одних форм в другие для обратимых процессов нет.

Это сопоставление указывает на различие свойств энергии и эксергии и позволяет трактовать эксергию как вполне определенную величину.

При совместном рассмотрении энергии и эксергии системы можно заключить, что для идеального процесса работа A равна эксергии E , т. е. при изменении состояния от исходного до любого промежуточного получаемая работа ΔA равна убыли эксергии системы ΔE . В реальном процессе $\Delta A < \Delta E$ (в пределе $\Delta A = 0$), что в соответствии с 3-м свойством эксергии может указывать на исчезновение (потерю) части эксергии, поскольку возникает рассеяние (диссипация D) энергии в необратимых процессах. Это позволяет утверждать, что чем меньше диссипация D , тем выше степень термодинамического совершенства системы. Эксергетический баланс и эксергетический коэффициент полезного действия η_E могут быть в общем виде представлены уравнениями (с соответствующими принятыми выше штриховыми индексами):

$$\sum E' \geq (\sum E'' + \Delta E) \quad (50)$$

$$\eta_E = (\sum E'' - \Delta E) / \sum E' \quad (51)$$

$$D = \sum E' - (\sum E'' + \Delta E) \geq 0 \quad (52)$$

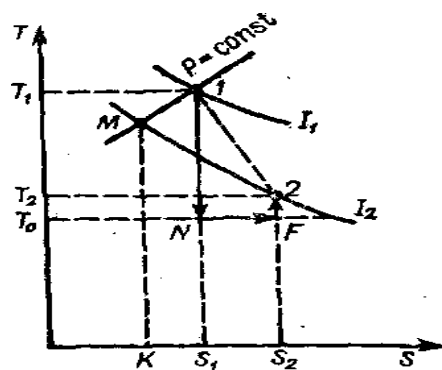


Рисунок 20. Графическая иллюстрация изменения эксергии на парофазной части диаграммы Т—S.

Для химико-технологических систем чаще, с удовлетворительной для технических расчетов точностью, за эксергию принимают ΔE_T — термическую (термомеханическую) часть полной эксергии:

$$\Delta E_T = \Delta_0 E_\Phi + \Delta_0 E_X \quad (53)$$

Здесь $\Delta_0 E_\Phi$ и $\Delta_0 E_X$ — соответственно физическая и химическая составляющие полной эксергии; Δ_0 указывает на то, что в качестве начала отсчета приняты параметры окружающей среды.

При энергетических превращениях для случая неизменности химической эксергии (постоянства химического состава) разность эксергии на выходе (индекс «2») и входе (индекс «1») в зоне химико-технологических превращений вычисляют по (54) с учетом изменения только энтальпии I и количества теплоты Q_0 , обмениваемой с источником теплоты в окружающей среде (температура источника — T_0):

$$\Delta E_T = E_\Phi = E_2 - E_1 = I_2 - I_1 - Q_0 \quad (54)$$

На диаграмме Т — S (рисунок 20) видно, что $Q_0 = T_0 (S_2 - S_1)$ или $-Q_0 = T_0 (S_1 - S_2)$. Поэтому формулу (54) можно переписать в виде:

$$-\Delta E_\Phi = I_1 - I_2 - T_0 (S_1 - S_2) \quad (54a)$$

При совпадении значений параметров на выходе со значениями параметров окружающей среды: $I_2 = I_0$ и $S_2 = S_0$. Следовательно, при отсчете

от параметров состояния в окружающей среде (T_0 , P_0 , I_0) до входных параметров изменение физической эксергии составит:

$$\Delta_0 E_\Phi = \Delta_0 I - T_0 \Delta_0 S = I_1 - I_0 - T_0(S_1 - S_0) \quad (55)$$

При учете давления, отличающегося от давления окружающей среды, физическую эксергию вычисляют так:

$$\Delta_0 E_\Phi = RT_0 \ln (P/P_0) + I_1 - I_0 - T_0(S_1 - S_0) \quad (56)$$

Согласно закону Гюи—Стодолы (закон уменьшения эксергии) потери эксергии исследуемой установки являются суммой потерь $\sum \Delta E_i$ эксергий, вычисленных отдельно для всех стадий процесса:

$$\sum \Delta E_i = T_0 \sum \Delta S_i \quad (57)$$

Здесь $\sum \Delta S_i$ — алгебраическая сумма приращений энтропии всех компонентов химико-технологического процесса.

Эксергетический к.п.д. процесса в целом по всем стадиям вычисляют иногда без учета убыли ΔE по (51) путем деления суммы всех выходящих $\sum E_2$ на сумму всех входящих $\sum E_1$ потоков энергии:

$$\eta_E = \sum E_2 / \sum E_1 \quad (58)$$

Сравнение эксергетических к.п.д. двух однотипных процессов позволяет заключить, что для процесса с более низким к.п.д. имеется необходимость поиска путей увеличения степени термодинамического совершенства как снижением необратимости, так и улучшением использования теплоты целевых продуктов, промежуточных и отбросных веществ (газов, растворов, суспензий, твердых тел и т. д.).

Иногда [19] продуктивна оценка эксергетического к.п.д. по отношению суммарного приращения эксергии $\sum \Delta E''$ всех нагреваемых рабочих тел к соответствующей сумме приращений эксергий $\sum \Delta E'$ всех охлаждаемых:

$$\eta_E = \sum \Delta E'' / \sum \Delta E' \quad (59)$$

Здесь потери эксергии $\sum \Delta E_j = \sum \Delta E' - \sum \Delta E''$, и значение к. п. д. составит:

$$\eta_E = 1 - \sum \Delta E_j / \sum \Delta E' \quad (60)$$

При наличии в химико-технологической схеме m узлов (стадий) в значении суммарного к.п.д. учитывают долю Y_m каждого узла (стадии), рассчитываемую через отношение расхода эксергии $\sum (\Delta E')_m$ на этой стадии к сумме расходов эксергии на всех стадиях схемы:

$$Y_m = \sum (\Delta E')_m / \sum_m \sum (\Delta E')_m \quad (61)$$

При этом очевидно, что $\sum_m Y_m = 1$.

Иногда оценивают долю приращения (отдачи) тепловой энергии для каждой стадии $\Delta_0 Q_m$ по отношению ко всему приращению (убыли) теплоты $\sum (\Delta_0 Q)_m$:

$$Y_{Q, m} = \Delta_0 Q_m / \sum_m (\Delta_0 Q_m) \quad (62)$$

Соответственно $\sum_m Y_{Q, m} = 1$.

Это, после некоторых преобразований формулы, позволяет прийти к весьма удобной форме расчета к. п. д. с учетом средней температуры T_m узла (стадии):

$$\eta_E = 1 - T_0 \sum_m \left(\frac{1}{T''_m} Y''_{Q, m} \right) / \left[1 - T_0 \sum_m \left(\frac{1}{T'_m} Y'_{Q, m} \right) \right] \quad (63)$$

Для одной стадии с одним нагреваемым и одним охлаждаемым теплоносителями:

$$\eta_E = 1 - [(T_0/T'')/(T_0/T')] \quad (64)$$

Входящие в формулу (63) средние температуры с допустимой погрешностью могут быть вычислены по равенствам:

$$T_m = \Delta_0 Q_m / \Delta_0 S_m \quad (65)$$

$$T_{cp} = \sum_m (\Delta_0 Q_m) / \sum_m (\Delta_0 S_m) \quad (66)$$

$$T_m = (T'' + T''')/2 \quad (\text{для жидкостей и суспензий}) \quad (67)$$

$$T_m = T_{\Pi} \quad (\text{для пара, жидкостей и твердых веществ}) \quad (68)$$

В формулах (63) – (68) $\sum_m (\Delta_0 Q_m)$ и $\sum_m (\Delta_0 S_m)$ — приращения теплоты и энтропии по всей технологической схеме; $\Delta_0 Q_m$ и $\Delta_0 S_m$ — приращения теплоты и энтропии на m -стадии; T_{cp} и T_m — средние температуры для схемы в целом и для одной стадии; T' и T'' — температуры теплоносителя на входе и выходе либо для схемы в целом, либо для стадии; T_{Π} — температура насыщения паром однокомпонентной жидкости, твердого вещества, а также летучего компонента сложного раствора (при постоянном общем давлении).

При использовании доли тепловых потоков на каждой стадии, вычисляемой по отношению количества обмениваемой теплоты на данной стадии к общему количеству обмениваемой теплоты во всей схеме ($\delta_m = Q_m / \sum Q_m$), средние температуры для схемы в целом рассчитывают по соотношениям:

выход нагреваемого отводимого теплоносителя:

$$1/T_{cp}'' = \sum_m (\delta'' / T_m'') \quad (69)$$

вход охлаждаемого подводимого теплоносителя:

$$1/T_{cp}' = \sum_m (\delta' / T_m') \quad (70)$$

6 Экспериментальная часть

6.1 Постановка задачи

Проблема энергосбережения и поиск оптимальных режимов эксплуатации установок фракционирования, зачастую, присутствует на большинстве НПЗ.

Существует множество путей решения данной проблемы. Наиболее эффективным является использование методик рекуперативного теплообмена, то есть полная или же частичная интеграция тепловых и материальных потоков. Однако, для реализации данного подхода, необходимы определенные капиталовложения, что не всегда возможно и приемлемо.

Так же используется оптимизация энергопотребления установки с использованием методик и сред математического моделирования, а также методов планирования эксперимента. Данный подход позволяет снизить энергопотребление установки благодаря подбору оптимальных технологических параметров ведения процесса без потери качества продуктов. Также данный подход не подразумевает существенных капиталовложений, связанных с изменением технологической схемы потоков, что в большинстве случаев является более приемлемым вариантом.

Использование методов эксергетического анализа, совместно с любым вышеописанным вариантом, позволяет определить меру термодинамического совершенства системы, пригодность для использования тех или других энергетических потоков, найти и оценить участки наибольших энергетических потерь.

Целью данной работы явилось:

1. Выполнение анализа затрат энергии на фракционирование нефти и поиск оптимальных условий ведения процесса, при которых реализуется наиболее энергосберегающий режим эксплуатации колонной части установки УПН - 100 «ООО АНГК», с учетом ограничений на качество целевого продукта.

2. Выполнение анализа энергозатрат установки УПН – 100 «ООО АНГК» в целом, с учетом рекуперативного подогрева сырьевого потока. Проведение эксергетического анализа установки, выявление степени энергетических потерь и возможных путей их устранения.

Для достижения поставленной цели необходимо:

1. Провести численный эксперимент, составленный с использованием методов планирования эксперимента, в рамках которого предусматривается варьирование технологических параметров процесса по заранее составленной матрице планирования. Численный эксперимент необходимо проводить с использованием математической модели колонной части установки, построенной в среде математического моделирования Pro II.

2. Составить регрессионную модель установки и провести статистический анализ этой модели. На основании данных статистического анализа составить матрицу планирования, провести по ней численный эксперимент на математической модели колонной части.

3. Составить тепловой и эксергетический балансы установки в целом, с учетом рекуперативного подогрева сырьевого потока, выявить места наибольших энергетических потерь и дать рекомендации по возможным путям их устранения.

6.2 Оптимизация процесса фракционирования нефти

6.2.1 Описание установки без рекуперативного подогрева сырьевого потока

Принципиальная схема установки представлена на рисунке 21.

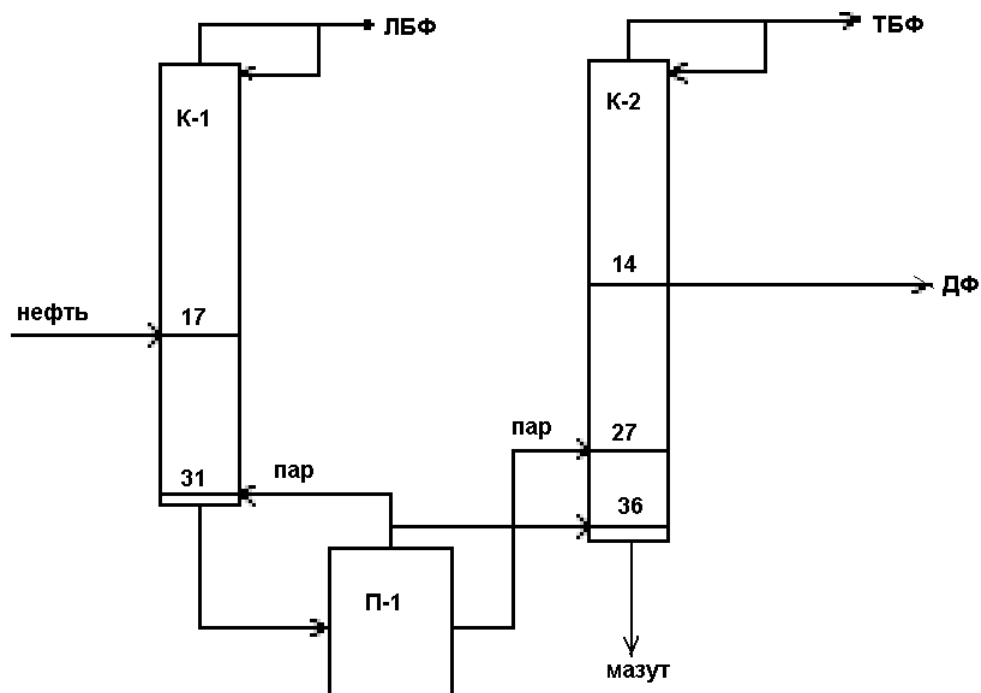


Рисунок 21. Схема колонной части установки УПН – 100.

Подготовленная и подогретая до $T=205^{\circ}\text{C}$ нефть подается на полуглухую тарелку №17 колонны К-1, где происходит отгонка ЛБФ. В куб колонны подается острый пар из пароперегревателя печи П-1. ЛБФ с верха К-1 после сепаратора С-1 частично направляется на орошение К-1, частично в продуктовый парк.

С низа К-1 частично отбензиненная нефть двумя параллельными потоками направляется в радиантный змеевик П-1, где нагревается до $340-350^{\circ}\text{C}$, после чего поступает на 27 полуглухую тарелку колонны К-2. В К-2 происходит фракционирование нефти. Куб К-2 обогревается острым паром из пароперегревателя П-1. С верха К-2 уходят ТБФ, которые после С-2 частично возвращаются на орошение К-2, частично смешиваются с ЛБФ и направляются в продуктовый парк. Отбор ДФ осуществляется с тарелки №14 К-2, которая оборудована переливным устройством, что позволяет часть

потока жидкости отбирать в качестве ДФ, часть направлять на орошение нижерасположенных тарелок К-2. С низа К-2 отбирается мазут.

Для решения поставленных задач была составлена математическая модель колонной части установки в среде математического моделирования ProII, схема которой представлена на рисунке 22.

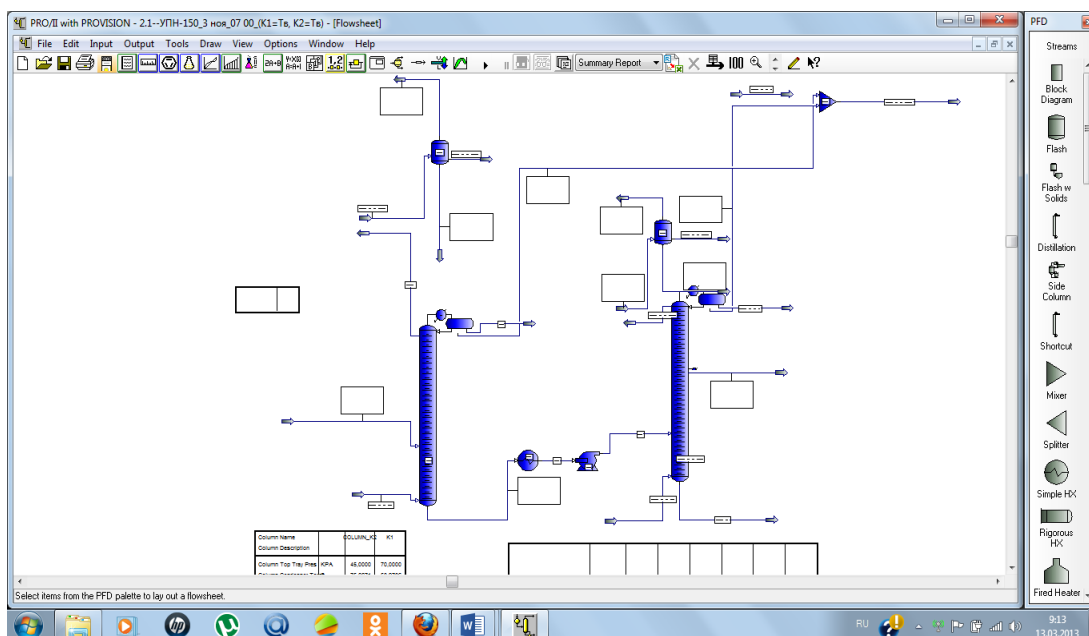


Рисунок 22. Математическая модель колонной части установки фракционирования нефти в среде ProII

Ограничения по качеству продуктов были представлены в виде температуры выкипания дизельной и бензиновых фракций. Соответственно, они составили 310 – 340 °С для дизельной фракции, 145 – 160 °С для легких бензинов и 160 – 190 °С для тяжелых бензинов. Целевым продуктом данной установки является дизельная фракция для производства дизельного топлива зимней марки.

6.2.2 Составление теплового баланса установки

В качестве целевой функции были приняты суммы подвода и отвода тепла. На рисунке 23 представлена принципиальная схема тепловых потоков установки. Подобное решение позволяет наглядно составить тепловой баланс установки, без которого не представляется возможным составить вид целевой функции.

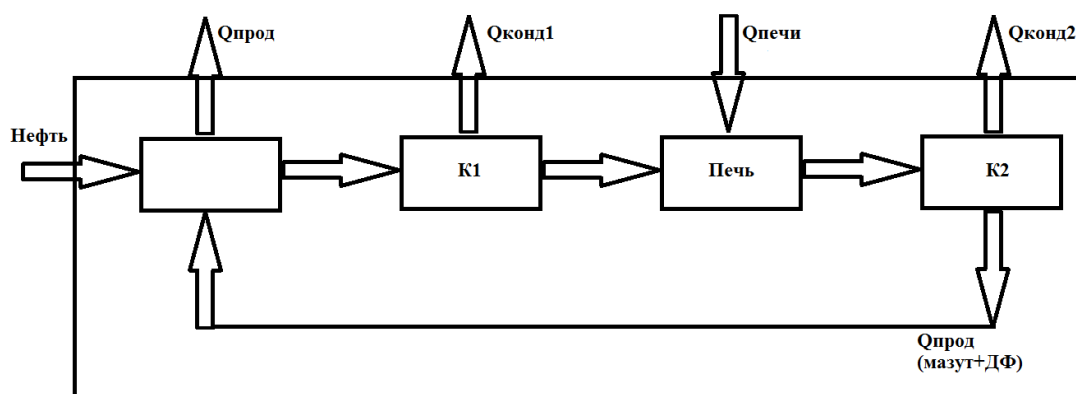


Рисунок 23. Принципиальная тепловая схема установки

Распишем тепловой баланс:

Подвод: $Q_{\text{нефти}} + Q_{\text{печи}}$;

Потери: $Q_{\text{прод}} + Q_{\text{конд1}} + Q_{\text{конд2}}$;

$\text{ЦФ} = \text{abs} (Q_{\text{потерь}} + Q_{\text{подвод}}) \rightarrow \min$;

Допустим, что:

$Q_{\text{нефти}} = \text{const}$; $Q_{\text{прод}} = a \cdot (Q_{\text{диз}} + Q_{\text{мазута}})$, где $a = \text{const}$ – некий коэффициент, отражающий рекуперативный подогрев сырья.

Тогда, с учётом данных допущений целевая функция приобретает вид:

$\text{ЦФ} = \text{abs} (Q_{\text{конд1}} + Q_{\text{конд2}} + Q_{\text{печи}} + Q_{\text{диз}} + Q_{\text{мазута}}) \rightarrow \min$.

Так как в данной принципиальной схеме не учитывается рекуперативный подогрев сырьевого потока, то примем $a=1$. Так же расчет не учитывает тепловые потери печи подогрева исходной смеси.

6.2.3 Планирование эксперимента

План эксперимента предусматривал варьирование флегмовых чисел колонн в пределах 20 % от их рабочего значения ($R_{\text{раб1}}=1,1295$ для К1 и $R_{\text{раб2}}=4,2295$ для К2) и расхода греющего пара, подающегося на колонну К-2, в пределах 2-5% от массового расхода мазута ($G_{\text{мазута}}=7349$ кг/ч).

В качестве методики планирования был выбран метод полного факторного эксперимента. Подобный выбор обусловлен задачей оптимизации процесса, которую планировалось проводить по методу Бокса – Уилсона (см. далее). В таблице 5 представлен план полного факторного

эксперимента. Для удобства прочтения дальнейших данных введем следующие обозначения:

R1 – орошение колонны K1;

R2 – орошение колонны K2;

G – расход греющего пара, кг/ч;

Qk1 – отвод тепла от конденсатора K1, ГДж/ч;

Qk2 – отвод тепла от конденсатора K2, ГДж/ч;

Qпечи – подвод тепла к печи, ГДж/ч;

Qмазута – уход тепла с потоком мазута, ГДж/ч;

Qдф – уход тепла с потоком дизельной фракции, ГДж/ч.

Таблица 5 - План ПФЭ

R1	R2	G
0,9035	3,3835	145
0,9035	5,0755	145
0,9035	3,3835	370
0,9035	5,0755	370
1,3555	3,3835	145
1,3555	5,0755	145
1,3555	3,3835	370
1,3555	5,0755	370

6.2.4 Проведение численного эксперимента на математической модели установки

На составленной математической модели установки (см. 6.2.1) был проведен численный эксперимент, согласно плану ПФЭ. Результат эксперимента представлен в таблице 6.

Таблица 6 - Результаты проведенного эксперимента

R1	R2	G	Qk1	Qk2	Qпечи	Qмазута	Qдф	Сумм
0,9035	3,3835	145	-4,10020	-6,483	7,834	3,6938	2,581	3,5256
0,9035	5,0755	145	-4,10020	-6,3794	7,8341	4,1905	2,305	3,85
0,9035	3,3835	370	-4,10030	-7,3999	7,8341	3,9122	2,222	2,4681
0,9035	5,0755	370	-4,10020	-7,4288	7,8341	4,2455	1,9744	2,525
1,3555	3,3835	145	-4,24400	-7,2415	8,748	3,8241	2,4944	3,581
1,3555	5,0755	145	-4,24400	-7,1297	8,748	4,3808	2,1843	3,9394
1,3555	3,3835	370	-4,24400	-8,1679	8,7479	4,0019	2,162	2,4999
1,3555	5,0755	370	-4,24410	-8,2656	8,7479	4,362	1,8495	2,4497

Таблица 7 отображает зависимость качества продуктов от рассчитанных энергетических режимов работы установки.

Таблица 7 - Зависимость качества продуктов от энергетических режимов

Сумм, ГДж/ч	Температура конца кипения		
	ЛБФ, °С	ТБФ, °С	ДФ, °С
3,5256	159	214	350
3,85	159	193	335
2,4681	159	190	329
2,525	159	169	305
3,581	146	207	347
3,9394	146	187	325
2,4999	146	188	323
2,4497	146	163	294

6.2.5 Проведение регрессионного анализа

Для решения задачи оптимизации данного процесса была составлена регрессионная модель установки и проведен статистический анализ этой модели. Для расчета коэффициентов регрессии, критерия Фишера и критериев Стьюдента, при заданном уровне значимости $q=0,5$, была составлена программа на языке TurboPascal, приведенная в приложении А.

По результатам расчёта составлена модель данной системы:

$$Y = 3,10484 + 0,01266 \cdot R1 + 0,08619 \cdot R2 - 0,61916G \quad (71)$$

Проверка модели на адекватность по критерию Фишера дала положительный результат: $F_p = 0,00606 < F_{\text{табл.}} = 3,84$, то есть полученная модель адекватно описывает процесс. Однако, проверка значимости

коэффициентов дала отрицательный результат. Расчетные значения критериев Стьюдента составляют $t_0=10,13949$; $t_1=0,04135$; $t_2=0,28146$; $t_3=2,022$ для b_0 , b_1 , b_2 и b_3 соответственно.

Табличное значение критерия Стьюдента при $q=0,05$ и $f=4$ составляет $t_T=2,37$ и по условию значимости коэффициентов регрессии ($t_i \geq t_T$) делаем вывод, что в данном случае значимым коэффициентом регрессии является только b_0 . Следовательно, поиск минимума целевой функции по методу Бокса – Уилсона, с расчетами определённых шагов по параметрам, не имеет смысла. И действительно, шаги по параметрам, рассчитанные по уравнению:

$$h_i = b_i * \Delta x_i, \quad (72)$$

где b_i – соответствующий коэффициент регрессии, а Δx_i – интервал варьирования соответствующего параметра, соответственно для R_1 , R_2 и G составили 0,00286; 0,0729 и -70.

6.2.6 Оптимизация процесса

При совершении первого же шага от основного уровня эксперимента наблюдалось значительное повышение энергозатрат и значительное ухудшение качества продукции. Использование метода симплексного планирования также показалось нецелесообразным, так как было сделано предположение о том, что оптимальные параметры ведения процесса уже найдены и лежат на границе ПФЭ. Для проверки данного предположения было сделано следующее:

1. По данным проведенного ПФЭ можно заметить, что наиболее энергоэффективные режимы работы установки реализуются при максимальном расходе греющего пара, подающегося на К2. Было решено не опускать расход греющего пара.

2. Значения орошения колонн К1 и К2 были разбиты на пропорциональные шаги на всей области планирования.

3. На математической модели был проведен численный эксперимент, план которого представлен в таблице 8.

Таблица 8 - План эксперимента

R1	R2	G
0,9035	3,3835	370
0,9487	3,5527	370
0,9939	3,7217	370
1,0391	3,8909	370
1,0843	4,0601	370
1,1295	4,2293	370
1,1747	4,3985	370
1,2199	4,5677	370
1,2651	4,7363	370
1,3555	5,0755	370

Результаты данного эксперимента приведены в таблицах 9 и 10.

Таблица 9 - Результаты эксперимента

R1	R2	G	Qk1	Qk2	Qпечи	Qмазута	Qдф	Сумм
0,9035	3,3835	370	-4,10030	-7,3999	7,8341	3,9122	2,222	2,4681
0,9487	3,5527	370	-4,1166	-7,482	7,9407	3,9838	2,1791	2,505
0,9939	3,7217	370	-4,1334	-7,4773	8,0453	4,0338	2,148	2,6164
1,0391	3,8909	370	-4,1491	-7,657	8,1449	4,0981	2,0975	2,5344
1,0843	4,0601	370	-4,1627	-7,7478	8,2408	4,1497	2,0563	2,5363
1,1295	4,2293	370	-4,175	-7,8341	8,3318	4,1966	2,0201	2,5394
1,1747	4,3985	370	-4,186	-7,922	8,419	4,2334	1,9874	2,5318
1,2199	4,5677	370	-4,1972	-8,0132	8,5027	4,2693	1,9493	2,5109
1,2651	4,7363	370	-4,2114	-8,1003	8,5857	4,3061	1,911	2,4911
1,3555	5,0755	370	-4,24410	-8,2656	8,7479	4,362	1,8495	2,4497

Таблица 10 - Зависимость качества продукции от энергетического режима

Сумм, ГДж/ч	ЛБФ, °С	ТБФ, °С	ДФ, °С
2,4681	159	190	329
2,505	158	189	328
2,6164	157	188	320
2,5344	156	181	316
2,5363	155	177	313
2,5394	154	176	309
2,5318	153	176	305
2,5109	149	171	303
2,4911	147	166	301
2,4497	146	163	294

6.2.7 Результаты оптимизации процесса

Как видно из раздела 6.2.6, предположение о том, что оптимальный режим работы установки фракционирования лежит не внутри области планирования, представленной в ПФЭ, а на границе варьирования параметров, было верным. То есть, хотя наиболее энергоэкономичным режимом является режим с максимальной нагрузкой на конденсаторы и максимальным расходом греющего пара, реализация процесса при этих параметрах не дает заявленного качества продукции. И, вследствие этого, оптимальным режимом работы колонной части установки является режим, реализующийся при минимальных нагрузках на конденсаторы и при максимальном расходе греющего пара колонны К2.

Рассмотрим энергоэффективность работы всей установки с учетом рекуперативного подогрева сырьевого потока.

6.3 Эксергетический анализ установки.

6.3.1 Описание установки с учетом рекуперативного подогрева сырьевого потока.

Технологическая схема и математическая модель установки с использованием рекуперативного подогрева сырьевого потока представлена на рисунке 24. Выполнена в среде математического моделирования Pro II.

Подготовленная и подогретая путем использования тепла продуктовых потоков мазута, ДФ и печью П1 до 205°C нефть подается на полуглухую тарелку №17 колонны К-1, где происходит отгонка ЛБФ. В куб колонны подается острый пар с температурой 360°C и расходом 34 кг/ч. ЛБФ с верха К-1 после ряда воздушных холодильников и сепаратора частично направляется на орошение К-1, частично в продуктовый парк.

С низа К-1 отбензиненная нефть направляется в печь П-2, где нагревается до 350°C, после чего поступает на 27 полуглухую тарелку колонны К-2. В К-2 происходит фракционирование нефти. Куб К-2 обогревается острым паром с температурой 360 °С. С верха К-2 уходят ТБФ, которая после воздушных холодильников и сепаратора С2 частично возвращаются на орошение К-2, частично смешиваются с ЛБФ и направляются в продуктовый парк. Отбор ДФ осуществляется с тарелки №14 К-2, которая оборудована переливным устройством, что позволяет часть потока жидкости отбирать в качестве ДФ, часть направлять на орошение нижерасположенных тарелок К-2. С низа К-2 отбирается мазут. Потоки мазута и ДФ, проходя через ряд рекуперативных теплообменников, частично отдают тепло сырьевому потоку, после чего охлаждаются в воздушных холодильниках и уходят в продуктовый парк.

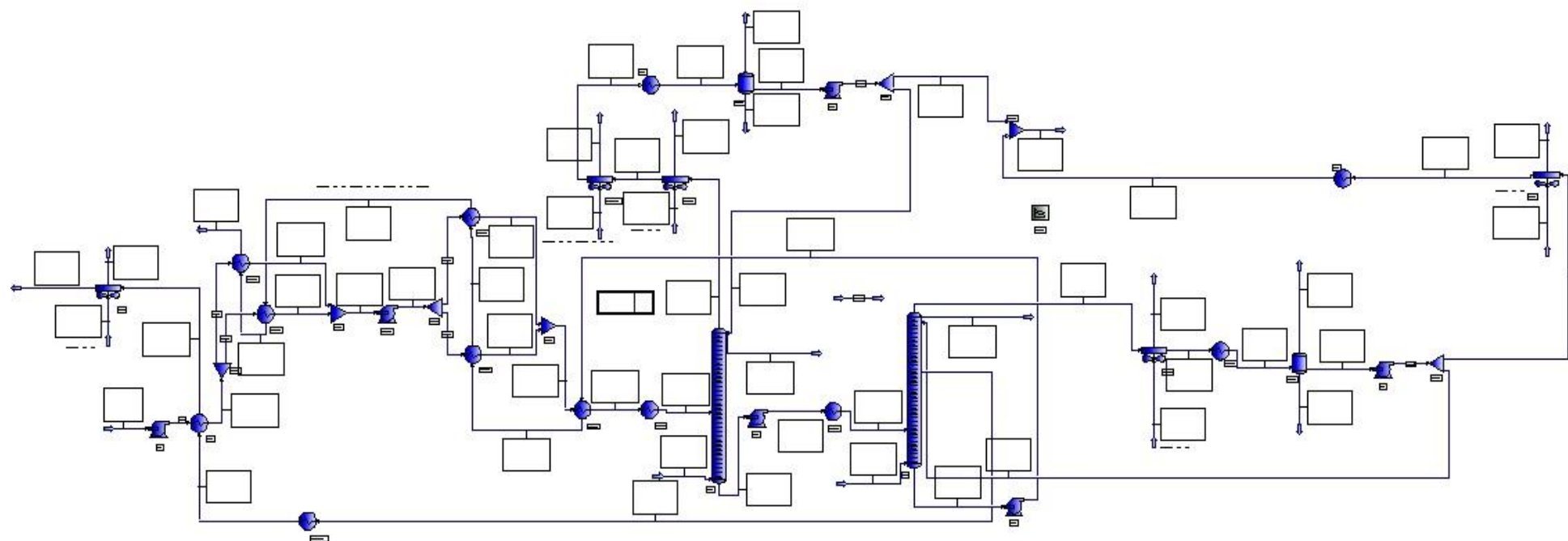


Рисунок 24. Принципиальная схема и математическая модель.

6.3.2 Исходные данные

На фракционирование поступает нефть следующего состава:

Таблица 11 – Состав сырья

Фракция	Мольная доля
H ₂ O	0,000304396
AIR	0
PROPANE	0,000507326
BUTANE	0,006493777
IPENTANE	0,010268285
PENTANE	0,021510637
IBUTANE	0,001501686
NBP 79	0,065358994
NBP 89	0,047890464
NBP 100	0,041270241
NBP 114	0,031574919
NBP 128	0,040134659
NBP 142	0,034868966
NBP 154	0,045173465
NBP 170	0,033017702
NBP 183	0,034248432
NBP 197	0,032786096
NBP 211	0,027337047
NBP 225	0,027299015
NBP 239	0,028971367
NBP 253	0,027392578
NBP 267	0,026115546
NBP 281	0,024872456
NBP 294	0,021536768
NBP 309	0,019092948

Продолжение таблицы 11

NBP 322	0,018462095
NBP 336	0,017805101
NBP 350	0,019217565
NBP 365	0,035763761
NBP 377	0,040085561
NBP 385	0,158729773
NBP 405	0,006918411
NBP 419	0,005453644
NBP 439	0,00795982
NBP 462	0,004754526
NBP 483	0,004514169
NBP 510	0,004246356
NBP 537	0,003995981
NBP 565	0,003765573
NBP 593	0,00354688
NBP 621	0,003334417
NBP 662	0,006053248
NBP 725	0,005072156
NBP 764	0,000793189

Таблица 12 – Расходы технологических потоков

Название потока	Расход, кг/ч
Сырье	17899,99
ДФ	7293,67
ЛБФ	2807,38
Мазут	7425,88
Пар К1	34
Вода К1	34
Пар К2	400
Вода К2	400
Воздух Х1 вх	27124,21
Воздух Х1 вых	27124,21
Воздух КХ1 вх	46498,55

Продолжение таблицы 12

Воздух КХ1 вых	46498,55
Воздух КХ2 вх	129162,63
Воздух КХ2 вых	129162,63
Печь П1 топливо	140,17
Печь П1 дым газ	5158,64
Печь П2 топливо	276,56
Печь П2 дым газ	10178,11

Для составления теплового и эксергетического балансов, принято рассматривать систему как единое целое, учитывая входящие и выходящие из нее потоки. Было решено пренебречь потоками, разница температур которых на входе в систему и на выходе из нее составляет менее 5 градусов, так как в подобном случае энергетические и эксергетические потери крайне малы. Расчеты проводились с использованием среды математического моделирования Pro II. Также для расчетов эксергетического и теплового балансов использовался Microsoft Excel. В нем же были рассчитаны печи подогрева сырьевого потока и частично отбензиненной нефти. Форма расчета эксергетического баланса приведена в приложения Б.

Состав топлива для печей П1 и П2 примем:

Таблица 13 - Состав топлива для печей

Состав топлива, % об.					
CH ₄	C ₂ H ₆	C ₃ H ₈	n-C ₄ H ₁₀	CO ₂	N ₂
98,000	0,200	0,100	0,100	0,600	1,000

Расчет печей подогрева нефти проводился по стандартному алгоритму, который включает в себя:

1. Расчет горения топлива;
2. Расчет к.п.д. печи, тепловой нагрузки, расхода топлива;
3. Расчет массового расхода дымовых газов.

Основными величинами, которые требовалось найти при выполнении данных расчетов, являлись температура, теплосодержание и массовый расход уходящих дымовых газов, а так же массовый расход топлива для печей. Они составили соответственно $T=561$ К, $\Delta H=6210,7$ КДж/кг, $G=5158,64$ кг/ч для

дымовых газов и $G=140,17$ кг/ч для топлива печи П1. Для печи П2 данные величины составили $T=580$ К, $\Delta H=6635,92$ КДж/кг, $G=10178,11$ кг/ч для дымовых газов и $G=276,56$ кг/ч для топлива.

6.3.3 Тепловой баланс установки

В общем виде тепловой баланс установки можно представить следующим образом:

$$Q_{\text{вход}} = Q_{\text{вых}} + Q_{\text{потерь}} \quad (73)$$

Тогда:

$$Q_{\text{потерь}} = Q_{\text{вход}} - Q_{\text{вых}} \quad (74)$$

Здесь $Q_{\text{вход}}$ – тепло, входящее в систему, $Q_{\text{вых}}$ – тепло, выходящее из системы. Тепло i -го потока можно представить следующим выражением:

$Q_i = \Delta H_i \cdot G_i$ Дж/ч, где ΔH_i – теплосодержание i -го потока, а G_i – его массовый расход. Тогда выражение 34 примет вид:

$$Q_{\text{потерь}} = \sum \Delta H_i \cdot G_i \text{ вход} - \sum \Delta H_i \cdot G_i \text{ вых} \quad (75)$$

Составим таблицу входящих и выходящих потоков.

Таблица 14 – Распределение технологических потоков

Вход	Выход
Сырье	ЛБФ
Пар в колонну К1	ДФ
Пар в колонну К2	Мазут
Воздух в холодильник Х1	Дымовые газы печи П1
Воздух в холодильник КХ1	Дымовые газы печи П2
Воздух в холодильник КХ2	Вода из К1
Топливо печи П1	Вода из К2
Топливо печи П2	Воздух из холодильника Х1
-	Воздух из холодильника КХ1
-	Воздух из холодильника КХ2

Результаты расчета теплового баланса представлены в таблице 15.

Таблица 15 – Тепловой баланс установки

Название потока	Расход, кг/ч	ΔH , КДж/кг	Q, МДж/ч
Сырье	17899,99	3,924	70,23956076
ДФ	7293,67	138,082	1007,124541
ЛБФ	2807,38	56,426	158,4092239
Мазут	7425,88	202,468	1503,503072
Пар К1	34	3177,523	108,035782
Вода К1	34	419,1	14,2494
Пар К2	400	3177,523	1271,0092
Вода К2	400	546,3	218,52
Воздух Х1 вх	27124,21	31,725	860,5155623
Воздух Х1 вых	27124,21	159,682	4331,248101
Воздух КХ1 вх	46498,55	24,7	1148,514185
Воздух КХ1 вых	46498,55	61,669	2867,51908
Воздух КХ2 вх	129162,63	24,7	3190,316961
Воздух КХ2 вых	129162,63	92,486	11945,735
Печь П1 топливо	140,17	пренебрегаем	0
Печь П1 дым газ	5158,64	6210,7133	32038,83406
Печь П2 топливо	276,56	пренебрегаем	0
Печь П2 дым газ	10178,11	6635,92	67541,12371
Qвход, МДж/ч	6648,631251		
Qвых, МДж/ч	121626,2662		
Qпотерь, МДж/ч	-114977,6349		
Теплота дымовых газов, МДж/ч	99579,95777		
Потери тепла с дымовыми газами от общих тепловых потерь, %	-86,60811107		
Потери тепла с основными потоками, МДж/ч	-2598,797276		
Потери тепла с основными потоками от общих тепловых потерь, %	2,260263292		

Тепловые потери установки по абсолютной величине составили 114977,6349 МДж/ч. Тепловые потери с основными технологическими потоками составили 2598,8 МДж/ч, что составляет лишь 2,26 % всех тепловых потерь установки. Тепловые потери с дымовыми газами обеих печей составили 99579,96 МДж/ч, что составило 86,6 % общих энергетических потерь. Остальные 11 % энергетических потерь приходятся на охлаждение продуктовых потоков ЛБФ и ТБФ, ДФ и мазута в воздушных холодильниках.

6.3.4 Эксергетический анализ установки

Эксергетический баланс составляется по аналогии с тепловым балансом, за исключением того, что все составляющие эксергии для

отдельных потоков рассчитываются по формулам 39 - 47. Для удобства интерпретации результатов расчета, введем понятие “эксергетический поток”. По физическому смыслу, исходя из определения эксергии в целом, эксергетический поток является характеристической мерой пригодной для использования энергии, переносимой с потоком вещества в единицу времени. Результаты расчета эксергетического баланса приведены в таблице 16.

Таблица 16 – Эксергетический баланс установки

Название потока	Расход, кг/ч	Эксергия потока, Дж/кг	Эксергетический поток, МДж/ч
Сырье	17899,99	148334,6178	2655,188175
ДФ	7293,67	149207,0318	1088,266851
ЛБФ	2807,38	91880,8473	257,9444531
Мазут	7425,88	198094,5542	1471,026388
Пар К1	34	841297,7455	28,60412335
Вода К1	34	492032,3821	16,72910099
Пар К2	400	841297,7455	336,5190982
Вода К2	400	517131,807	206,8527228
Воздух Х1 вх	27124,21	8468,801988	229,7095636
Воздух Х1 вых	27124,21	49109,41608	1332,054115
Воздух КХ1 вх	46498,55	8399,462277	390,5628166
Воздух КХ1 вых	46498,55	12082,95327	561,8398067
Воздух КХ2 вх	129162,63	8399,462277	1084,896638
Воздух КХ2 вых	129162,63	20412,74933	2636,564389
Печь П1 топливо	140,17	8454,052494	1,185004538
Печь П1 дым газ	5158,64	3067753,727	15825,43708
Печь П2 топливо	276,56	8454,052494	2,338052758
Печь П2 дым газ	10178,11	3508469,53	35709,58881
Входящий эксергитический поток, МДж/ч		4729,003472	
Выходящий эксергитический поток, МДж/ч		59106,30372	
Эксергетические потери, МДж/ч		-54377,30024	
Эксергетический поток дымовых газов, МДж/ч		51535,02589	

Продолжение таблицы 16

Эксергетические потери с дымовыми газами, %	94,77304989
Потери эксергии с основными потоками, МДж/ч	-162,0495182
Эксергетические потери с основными потоками, %	0,298009496

7 Выводы

Очевидно, что для наиболее полного описания энергетической составляющей процесса фракционирования сложных органических смесей необходимо не только проводить анализ энергопотребления системы и подбирать такие условия ведения процесса, при которых потребление энергии извне будет минимальным, но и оценивать совершенство системы с точки зрения термодинамических составляющих.

Некий симбиоз этих подходов позволяет в полной мере оценить энергоэффективность процесса в целом. Позволяет найти слабые стороны процесса с точки зрения потери энергии и устранить их, подобрать оптимальные условия ведения процесса, снизить энергопотребление от стороннего источника и тем самым привести процесс к оптимальным технико-экономическим показателям.

Так, оптимизация режима работы колонной части УПН – 100 «ООО АНГК», а также проведение энергетического и эксергетического анализа работы установки в целом, с учетом рекуперативного подогрева сырьевого потока, позволяет сказать следующее:

1. Оптимальным режимом работы колонной части установки является режим, реализующийся при минимальных нагрузках на конденсаторы и при максимальном расходе греющего пара колонны К2.

2. Тепловые потери с основными технологическими потоками составили 2,26 % от всех энергетических потерь, что говорит о том, что в условиях данной системы с частично связанными тепловыми потоками,

тепло продуктовых потоков используется не в полной мере для нагрева сырья. Однако, анализируя систему с точки зрения эксергетических потерь, или же с точки зрения термодинамического совершенства системы, потери эксергии с теми же потоками составили лишь 0,3 %, что характеризует систему как практически термодинамически совершенную. То есть потери энергии в системе сведены практически к минимуму, а подведенная извне энергия расходуется эффективно.

3. Основные потери тепла и эксергии приходятся на дымовые газы печей подогрева сырьевого потока и потока частично отбензиненной нефти, составляющие соответственно 86,6 % и 94,8 %. Однако, ввиду конструктивных особенностей печей, эти потери в данном случае являются неизбежными, так как отсутствуют технологические решения для использования тепла уходящих дымовых газов.

4. Потери тепла и эксергии со вспомогательными технологическими потоками, такими как воздух для охлаждения продуктовых потоков в воздушных холодильниках, составили соответственно 11 % и 5 %. Для более энергоэффективного режима работы установки необходимо использовать также и данное тепло, например для подогрева исходного сырьевого потока перед блоком рекуперативных теплообменников.

5. Хотя эксергия и имеет численное значение, к ней не стоит относиться как к показательной величине. Данная величина лишь характеризует степень термодинамического совершенства системы и степень эффективного использования энергии, подведенной от стороннего источника либо образованной в результате ведения процесса.

Исходя из всего вышесказанного, можно дать следующие рекомендации по обеспечению наиболее энергоэффективного режима работы установки:

1. Использование рекуперативных теплообменников большей мощности позволит вплотную приблизить установку к термодинамически

совершенной, за счет снижения тепловых и, как следствие, эксергетических потерь с основными технологическими потоками, а также снизить неизбежные потери энергии с дымовыми газами печи П1.

2. Также, одним из путей снижения энергозатрат на фракционирование нефти может быть понижение массового расхода одного или нескольких технологических потоков. Например, уменьшение четкости разделения в колонне отбензинивания К1, с отводом части ДФ верхом колонны, поможет снизить необходимую тепловую нагрузку на печь П2, тем самым снизив неизбежные тепловые потери на данном участке технологической линии.

Заключение

В результате выполнения выпускной квалификационной работы был проведен литературный обзор по методам повышения энергоэффективности схем фракционирования нефти, а также по методам планирования численных экспериментов для оптимизации химико-технологических систем.

Установлено, что использование схем фракционирования нефти с частичной или же полной интеграцией тепловых и материальных потоков приводит к повышению энергоэффективности работы установки на 30 – 50 %, а в некоторых случаях и до 90 % (колонны с внутренней разделительной стенкой).

Был оптимизирован эксплуатационный режим колонной части установки УПН – 100 ООО “АНГК”. Для этого, при помощи методов математического моделирования, планирования эксперимента и регрессионного анализа был составлен план эксперимента, на математической модели установки, построенной в среде математического моделирования Pro II, был проведен численный эксперимент, согласно плану. Выведено и проанализировано уравнение регрессии. Оптимальный режим работы колонной части установки реализуется при минимальных нагрузках на конденсаторы колонн и при максимальном расходе греющего пара, подающегося на колонну K2.

Также проведен эксергетический анализ всей установки в целом и установлено, что данная схема, реализующая рекуперативный подогрев сырьевого потока посредством теплоты продуктовых потоков, является практически термодинамически совершенной, так как потери эксергии с основными технологическими потоками составляет лишь 0,3 % от общего числа эксергетических потерь. Основные же эксергетические потери приходится потери с дымовыми газами печей подогрева сырьевого потока. Однако, в данном случае, эти потери можно считать неизбежными, так как не предусмотрено технологических решений по утилизации тепловой энергии дымовых газов. Даны рекомендации по снижению эксергетических и, как

следствие, энергетических потерь, т.е. для обеспечения более энергоэффективного режима работы установки.

Также выполнены разделы «Финансовый менеджмент, ресурсоэффективность и ресурсосбережение», «Социальная ответственность», в результате которых определены основные потребители результатов исследования, проведена оценка экономической эффективности исследования, выявлены и проанализированы вредные и опасные факторы при эксплуатации объекта и при проведении исследования, проведен анализ влияния объекта исследования на окружающую среду.

Список использованных источников

1. Тимошенко А.В., Анохина Е.А., Буев Д.Л.// Теоретические основы химической технологии. 2004. Т. 38. №2. С. 172-176.
2. Петлюк Ф.Б., Платонов В.М., Славинский Д.М. Термодинамически оптимальный способ разделения многокомпонентных смесей // Хим. Пром. 1965. №3. С. 206-211.
3. Jansens J., Olujic Z. // Final report of EET Project. Delft University of Technology. 2006. С. 28.
4. Heat integrated distillation operation Amiya K. Jana Applied Energy 87 (2010) 1477–1494.
5. Engelen HK, Skogestad S. Selecting appropriate control variables for a heatintegrated distillation system with prefractionator. Comput Chem Eng 2004;28:683–91.
6. Cheng HC, Luyben WL. Heat-integrated distillation columns for ternary separations. Ind Eng Chem Process Des Dev 1985;24:707–13.
7. Emtir M, Rev E, Fonyo Z. Rigorous simulation of energy integrated and thermally coupled distillation schemes for ternary mixture. Appl Therm Eng 2001;21:1299–317.
8. Wright RO. Fractionation apparatus. US patent 2,481,134; 1949.
9. Triantafyllou C, Smith R. The design and optimisation of fully thermally coupled distillation columns. Trans Inst Chem Eng 1992;70:118–32.
10. Shah PB. Squeeze more out of complex columns. Chem Eng Prog 2002;98:46–55.
11. А.В. Тимошенко, Е.А. Анохина, Д.Г. Рудаков, В.С. Тимофеев, Г.И. Тациевская, Ю.В. Матюшенкова. Энергосбережение в ректификации с использованием комплексов со связанными потоками. Вестник МИТХТ, 2011, т. 6, № 4.
12. Бельмаз Д. Н., Куликов Д. А., Купин В. С., Горин И. Г., Харченко И. Я., Овсянников В. П., Столяров В. В. Способ ректификации нефти. Патент RU 2437699, 2010 (<http://www.findpatent.ru/patent/243/2437699.html>).

13. Naito K, Nakaiwa M, Huang K, Endo A, Aso K, Nakanishi T, et al. Operation of a bench-scale ideal heat integrated distillation column (HIDiC): an experimental study. *Comput Chem Eng* 2000;24:495–9.
14. A. de Rijke. Development of a Concentric Internally Heat Integrated Distillation Column (HIDiC) 2007 pp. 108-109
15. Hajnalka Kencse, Peter Mizsey “Comprehensive Process Investigation Methodology for Energy-Integrated Distillation” 17th European Symposium on Computer Aided Process Engineering – ESCAPE17 V. Plesu and P.S. Agachi (Editors) © 2007 Elsevier
16. Спирин Н.А., Лавров В.В. Методы планирования и обработки результатов инженерного эксперимента: конспект лекции Н.А. Спирина. Екатеринбург: ГОУ ВПО УГТУ – УПИ. 2004. С. 257.
17. Обзор систем моделирования и инженерных расчетов, применяемых в нефтегазовой отрасли [Электронный ресурс]: - режим доступа <http://www.sstu.syzran.ru/epa/docs/ITiOvNGO/4.2.pdf>
18. Лукашов Г.А. Понятие эксергия и ее связь с региональной экономикой как наукой // Наука и производство-2009: материалы междунар. науч.-практ. конф., Брянск, 19-20 марта 2009. - В 2 ч. Ч.1. - Брянск: БГТУ, 2009. - С.214-215.
19. Методика расчета эксергии в процессах разделения нефти и нефтепродуктов / Кафаров В.В., Перов В.Л., Бобров Д.А. и др. // Химия и технология топлив и масел. - 1977. - N 9. - С.7-11. - Библиогр.: 8 назв.
20. ГОСТ 12.0.003-74. ССБТ. Опасные и вредные производственные факторы. Классификация.
21. ГОСТ 12.1.018-93 ССБТ. Пожаровзрывобезопасность статического электричества.
22. ГОСТ 12.1.005-88. ССБТ. Общие санитарно-гигиенические требования к воздуху рабочей зоны.
23. ГОСТ 12.1.003–83 ССБТ. Шум. Общие требования безопасности.

24. ГОСТ 12.4.034-2001. Система стандартов безопасности труда. Средства индивидуальной защиты органов дыхания. Классификация и маркировка.

25. СанПиН 2.24/2.1.8.562-93. Шум на рабочих местах, в помещениях жилых, общественных зданий и на территориях жилой застройки.

26. ГОСТ 12.1.029-80 ССБТ. Средства и методы защиты от шума. Классификация.

27. ГОСТ 12.4.124-83. Система стандартов безопасности труда. Средства защиты от статического электричества. Общие технические требования.

28. Санитарно-эпидемиологическими правилами и нормативами СанПиН 2.2.2/2.4.1340-03 "Гигиенические требования к персональным электронно-вычислительным машинам и организации работы".

29. Санитарные правила и нормы СанПиН 2.2.2.542-96.

30. Санитарные правила и нормы СанПиН 2.2.2.542-96, приложение 15 "Время регламентированных перерывов в зависимости от продолжительности рабочей смены, вида и категории трудовой деятельности с ВДТ и ПЭВМ".

31. Санитарные правила и нормы СанПиН 2.2.2.542-96, приложение 17 "Комплексы упражнений физкультурных минуток".

32. ГОСТ Р 50571.3-94 "Требования по обеспечению безопасности. Защита от поражения электрическим током".

33. Технический регламент о требованиях пожарной безопасности № 123-ФЗ.

34. ГОСТ 17.1.3.13-86 "Охрана природы. Гидросфера".

35. Федеральный закон от 04.05.1999 N 96-ФЗ "Об охране атмосферного воздуха".

36. Карамова Л.М. «Нефть и здоровье. Ч.1». 1993. – с. 211.

37. ГОСТ 17.4.3.04-85 "Охрана природы. Почвы".

38. СанПиН 2.2.1/2.1.1.1200–03 "Санитарно-защитные зоны и санитарная классификация предприятий, сооружений и иных объектов". [Электронный ресурс]: - Режим доступа [www.URL: http://www.base.garant.ru/12158477/](http://www.base.garant.ru/12158477/).

39. Федеральный закон от 21 декабря 1994 г. № 68-ФЗ. О защите населения и территорий от чрезвычайных ситуаций природного и техногенного характера. [Электронный ресурс]: - Режим доступа [www.URL: http://www.consultant.ru/document/Cons_doc_LAW_5295/](http://www.consultant.ru/document/Cons_doc_LAW_5295/).

40. Трудовой кодекс РФ [Электронный ресурс]: - Режим доступа [www.URL: http://www.base.consultant.ru/cons/cgi/online.cgi?req=doc;base=LAW;n=191626](http://www.base.consultant.ru/cons/cgi/online.cgi?req=doc;base=LAW;n=191626).

41. Приказ Министерства здравоохранения и социального развития Российской Федерации от 12 апреля 2011 года N 302н.

42. СНиП 23-05-95 "Естественное и искусственное освещение" (утв. постановлением Минстроя РФ от 2 августа 1995 г. N 18-78) (с изменениями и дополнениями).

43. ГОСТ 12.2.032-78 ССБТ "Рабочее место при выполнении работ сидя. Общие эргономические требования". [Электронный ресурс]: - Режим доступа [www.URL: http:// docs.cntd.ru/document/gost-12-2-032-78-ssbt](http://docs.cntd.ru/document/gost-12-2-032-78-ssbt).

Приложение А
Программа расчета коэффициентов регрессии, критериев
Стьюдента и критерия Фишера

```
program regran;
type mass=array [1..8] of real;
const
y:mass=(3.5256,3.85,2.4681,2.525,3.581,3.9394,2.4999,2.4497);
x0:mass=(+1,+1,+1,+1,+1,+1,+1,+1);
x1:mass=(-1,-1,-1,-1,+1,+1,+1,+1);
x2:mass=(-1,+1,-1,+1,-1,+1,-1,+1);
x3:mass=(-1,-1,+1,+1,-1,-1,+1,+1);
var i:integer;
b0,b1,b2,b3,Sv,Sb,t0,t1,t2,t3,Sost,F:real;
yk:mass;
f1:text;
BEGIN
assign(f1,'rezmo3.pas');
rewrite(f1);
b0:=0;
b1:=0;
b2:=0;
b3:=0;
for i:=1 to 8 do
begin
b0:=b0+(1/8)*y[i];
b1:=b1+(1/8)*x1[i]*y[i];
b2:=b2+(1/8)*x2[i]*y[i];
b3:=b3+(1/8)*x3[i]*y[i];
end;
writeln(f1, ' b0=', b0:10:5, ' b1=', b1:10:5, ' b2=', b2:10:5, ' b3=', b3:10:5);
```

```

for i:=1 to 8 do
Sv:=(sqr(y[i]))/8;
Sb:=sqrt(Sv/8);
writeln(f1,' Sv=', Sv:10:5, ' Sb=', Sb:10:5);
writeln(f1,'student');
t0:=abs(b0)/Sb;
t1:=abs(b1)/Sb;
t2:=abs(b2)/Sb;
t3:=abs(b3)/Sb;
writeln(f1, ' t0=', t0:10:5, ' t1=', t1:10:5, ' t2=', t2:10:5, ' t3=', t3:10:5);
for i:=1 to 8 do begin
yk[i]:=b0+b1*x1[i]+b2*x2[i]+b3*x3[i];
writeln(f1,'yk', i, yk[i]:10:5);
end;
Sost:=sqr(yk[i]-y[i])/(8-4);
writeln(f1,' Sost= ', Sost:10:5);
F:=Sost/Sv;
writeln(f1,' F= ', F:10:5);
close(f1);
end.

```

Приложение Б

Расчет эксергетического баланса установки

Таблица Б.1

Фракция	Состав исходной нефти	Состав ЛБФ	Состав мазута	Состав дизель	$X_i \cdot \ln X_i$ ИСХ	$X_i \cdot \ln X_i$ ЛБФ	$X_i \cdot \ln X_i$ МАЗ	$X_i \cdot \ln X_i$ Диз
H ₂ O	0,000304396	0,001034528	0,01214119	0,002054933	-0,002464748	-0,007111148	-0,053556627	-0,012714921
AIR	0	0	0	0	0	0	0	0
PROPANE	0,000507326	0,000648116	3,81481E-27	3,79139E-09	-0,003848758	-0,004758104	-2,32058E-25	-7,35171E-08
BUTANE	0,006493777	0,013112623	5,74981E-23	1,77414E-06	-0,032708578	-0,056832467	-2,94449E-21	-2,34935E-05
IPENTANE	0,010268285	0,023738793	4,84937E-21	1,03966E-05	-0,047015349	-0,088798391	-2,26832E-19	-0,00011929
PENTANE	0,021510637	0,050888678	2,28076E-20	2,88219E-05	-0,082583802	-0,151552326	-1,03152E-18	-0,000301315
IBUTANE	0,001501686	0,002769425	3,19582E-24	2,31346E-07	-0,009762711	-0,016309466	-1,72894E-22	-3,53481E-06
NBP 79	0,065358994	0,16386711	6,33929E-17	0,000555502	-0,178290199	-0,296386357	-2,36438E-15	-0,00416384
NBP 89	0,047890464	0,121624856	1,73682E-16	0,000583969	-0,145531404	-0,25624094	-6,30282E-15	-0,004348039
NBP 100	0,041270241	0,106627948	6,99433E-16	0,000764782	-0,13155358	-0,238677025	-2,44076E-14	-0,005488015
NBP 114	0,031574919	0,083639779	3,79334E-15	0,000996011	-0,109103728	-0,207530035	-1,2596E-13	-0,006884178
NBP 128	0,040134659	0,109514111	3,97014E-14	0,002290573	-0,129053599	-0,242212564	-1,22508E-12	-0,013924287
NBP 142	0,034868966	0,099565902	3,70549E-13	0,004653993	-0,117025763	-0,229692116	-1,06065E-11	-0,024992081
NBP 154	0,045173465	0,131420888	2,9349E-12	0,009862509	-0,139913308	-0,266699008	-7,79344E-11	-0,045555075
NBP 170	0,033017702	0,083614428	1,6712E-11	0,018305206	-0,112613854	-0,207492481	-4,14706E-10	-0,073231254
NBP 183	0,034248432	0,007884103	1,09269E-10	0,080197554	-0,11555813	-0,038181977	-2,50632E-09	-0,202359462
NBP 197	0,032786096	4,84492E-05	7,7171E-10	0,082537042	-0,112054704	-0,000481343	-1,61923E-08	-0,205889319
NBP 211	0,027337047	2,62436E-07	4,42916E-09	0,068850037	-0,098400041	-3,97676E-06	-8,51952E-08	-0,184230616
NBP 225	0,027299015	7,82776E-10	3,96011E-08	0,068754428	-0,09830115	-1,64134E-08	-6,74977E-07	-0,184070326
NBP 239	0,028971367	3,78761E-12	3,07405E-07	0,0729662	-0,102600568	-9,96113E-11	-4,60957E-06	-0,191007924

Продолжение таблицы Б.1

NBP 253	0,027392578	9,97747E-15	2,37922E-06	0,068988662	-0,098544338	-3,21658E-13	-3,08079E-05	-0,184462789
NBP 267	0,026115546	2,22959E-17	1,74896E-05	0,065763256	-0,09519703	-8,54871E-16	-0,000191579	-0,178987461
NBP 281	0,024872456	3,76465E-20	0,000112878	0,062574913	-0,09187871	-1,68378E-18	-0,001025971	-0,173419539
NBP 294	0,021536768	7,21251E-23	0,000446102	0,053972765	-0,08265798	-3,6772E-21	-0,003441661	-0,157561383
NBP 309	0,019092948	3,54717E-26	0,001551468	0,04715112	-0,075578216	-2,07868E-24	-0,010035752	-0,144018264
NBP 322	0,018462095	5,49636E-29	0,003484444	0,044396378	-0,073701341	-3,57653E-27	-0,019720026	-0,138276843
NBP 336	0,017805101	2,41407E-32	0,007320596	0,040427874	-0,07172376	-1,75747E-30	-0,035995835	-0,129702151
NBP 350	0,019217565	1,26571E-35	0,014954492	0,03938079	-0,075946484	-1,01706E-33	-0,062849894	-0,127376266
NBP 365	0,035763761	2,89959E-39	0,05422733	0,057365663	-0,119122657	-2,57299E-37	-0,158049363	-0,163968811
NBP 377	0,040085561	0	0,100784412	0,040168972	-0,128944791	0	-0,231277205	-0,129129605
NBP 385	0,158729773	0	0,552738416	0,066381385	-0,292150412	0	-0,327702255	-0,180048793
NBP 405	0,006918411	0	0,028865197	1,41272E-05	-0,034409196	0	-0,102330549	-0,000157765
NBP 419	0,005453644	0	0,022772104	1,28251E-07	-0,028421509	0	-0,086129083	-2,03524E-06
NBP 439	0,00795982	0	0,03323714	2,30707E-10	-0,038472586	0	-0,113142127	-5,11937E-09
NBP 462	0,004754526	0	0,01985307	3,0216E-14	-0,025430337	0	-0,077812056	-9,40637E-13
NBP 483	0,004514169	0	0,018849431	8,92711E-18	-0,024378925	0	-0,074856228	-3,50455E-16
NBP 510	0,004246356	0	0,017731148	1,44486E-22	-0,023192299	0	-0,071499655	-7,26602E-21
NBP 537	0,003995981	0	0,016685678	5,24087E-28	-0,022067671	0	-0,068297892	-3,2921E-26
NBP 565	0,003765573	0	0,015723582	6,99881E-34	-0,021018884	0	-0,065293648	-5,34304E-32
NBP 593	0,00354688	0	0,014810405	0	-0,020010388	0	-0,062387726	0
NBP 621	0,003334417	0	0,013923241	0	-0,019017705	0	-0,059510657	0
NBP 662	0,006053248	0	0,025276032	0	-0,030914908	0	-0,092962684	0
NBP 725	0,005072156	0	0,021179371	0	-0,02680122	0	-0,081640707	0
NBP 764	0,000793189	0	0,003312053	0	-0,005662934	0	-0,018912442	0
	1			$\sum X_i \cdot \ln X_i$	-3,293628256	-2,30895974	-1,87865782	-2,866418755

Продолжение таблицы Б.1

Эксергия греющего пара К1		Эксергия отводимой воды К1	
$L_{ж/п} = Q_{п} \cdot (T_{к} - T_0) / T_{к}$	454423,5925	$L_{ж/п} = Q_{п} \cdot (T_{к} - T_0) / T_{к}$	454423,5925
$L_{п/обр} = (1/k_{пд}) \cdot I \cdot R \cdot T_0 \cdot \ln(P_0/P_{и})$	8149,743363	$L_{п/обр} = (1/k_{пд}) \cdot I \cdot R \cdot T_0 \cdot \ln(P_0/P_{и})$	8149,743363
$L_{и/обр} = -R \cdot T_0 \cdot \sum X_i \cdot \ln X_i$	0	$L_{и/обр} = -R \cdot T_0 \cdot \sum X_i \cdot \ln X_i$	0
$exp = R \cdot T_0 \cdot \ln(P/P_0)$	5704,820354	$exp = R \cdot T_0 \cdot \ln(P/P_0)$	-2270,176261
$ext = (T - T_0)^2 / T \cdot C_p$	373019,5893	$ext = (T - T_0)^2 / T \cdot C_p$	31729,22252
EX г.п. К1, Дж/кг	841297,7455	EX от.в. К1, Дж/кг	492032,3821
Эксергия греющего пара К2		Эксергия отводимой воды К2	
$L_{ж/п} = Q_{п} \cdot (T_{к} - T_0) / T_{к}$	454423,5925	$L_{ж/п} = Q_{п} \cdot (T_{к} - T_0) / T_{к}$	454423,5925
$L_{п/обр} = (1/k_{пд}) \cdot I \cdot R \cdot T_0 \cdot \ln(P_0/P_{и})$	8149,743363	$L_{п/обр} = (1/k_{пд}) \cdot I \cdot R \cdot T_0 \cdot \ln(P_0/P_{и})$	8149,743363
$L_{и/обр} = -R \cdot T_0 \cdot \sum X_i \cdot \ln X_i$	0	$L_{и/обр} = -R \cdot T_0 \cdot \sum X_i \cdot \ln X_i$	0
$exp = R \cdot T_0 \cdot \ln(P/P_0)$	5704,820354	$exp = R \cdot T_0 \cdot \ln(P/P_0)$	-1105,708429
$ext = (T - T_0)^2 / T \cdot C_p$	373019,5893	$ext = (T - T_0)^2 / T \cdot C_p$	55664,17955
EX г.п. К2, Дж/кг	841297,7455	EX от.в. К2, Дж/кг	517131,807
Эксергия возд вход X1		Эксергия возд вых X1	
$L_{ж/п} = Q_{п} \cdot (T_{к} - T_0) / T_{к}$	0	$L_{ж/п} = Q_{п} \cdot (T_{к} - T_0) / T_{к}$	0
$L_{п/обр} = (1/k_{пд}) \cdot I \cdot R \cdot T_0 \cdot \ln(P_0/P_{и})$	8149,743363	$L_{п/обр} = (1/k_{пд}) \cdot I \cdot R \cdot T_0 \cdot \ln(P_0/P_{и})$	8149,743363
$L_{и/обр} = -R \cdot T_0 \cdot \sum X_i \cdot \ln X_i$	0	$L_{и/обр} = -R \cdot T_0 \cdot \sum X_i \cdot \ln X_i$	0
$exp = R \cdot T_0 \cdot \ln(P/P_0)$	236,1378328	$exp = R \cdot T_0 \cdot \ln(P/P_0)$	236,1378328
$ext = (T - T_0)^2 / T \cdot C_p$	82,92079208	$ext = (T - T_0)^2 / T \cdot C_p$	40723,53488
EX воз X1 вх	8468,801988	EX воз X1 вых	49109,41608
Эксергия возд вход KX1		Эксергия возд вых KX1	
$L_{ж/п} = Q_{п} \cdot (T_{к} - T_0) / T_{к}$	0	$L_{ж/п} = Q_{п} \cdot (T_{к} - T_0) / T_{к}$	0
$L_{п/обр} = (1/k_{пд}) \cdot I \cdot R \cdot T_0 \cdot \ln(P_0/P_{и})$	8149,743363	$L_{п/обр} = (1/k_{пд}) \cdot I \cdot R \cdot T_0 \cdot \ln(P_0/P_{и})$	8149,743363
$L_{и/обр} = -R \cdot T_0 \cdot \sum X_i \cdot \ln X_i$	0	$L_{и/обр} = -R \cdot T_0 \cdot \sum X_i \cdot \ln X_i$	0
$exp = R \cdot T_0 \cdot \ln(P/P_0)$	236,1378328	$exp = R \cdot T_0 \cdot \ln(P/P_0)$	236,1378328
$ext = (T - T_0)^2 / T \cdot C_p$	13,58108108	$ext = (T - T_0)^2 / T \cdot C_p$	3697,072072
EX воз KX1 вх	8399,462277	EX воз KX1 вых	12082,95327

Продолжение таблицы Б.1

Эксергия возд вход КХ2		Эксергия возд вых КХ2	
$L_{ж/п} = Q_{п} \cdot (T_{к} - T_0) / T_{к}$	0	$L_{ж/п} = Q_{п} \cdot (T_{к} - T_0) / T_{к}$	0
$L_{п/обр} = (1/k_{пд}) \cdot I \cdot R \cdot T_0 \cdot \ln(P_0/P_{и})$	8149,743363	$L_{п/обр} = (1/k_{пд}) \cdot I \cdot R \cdot T_0 \cdot \ln(P_0/P_{и})$	8149,743363
$L_{и/обр} = -R \cdot T_0 \cdot \sum X_i \cdot \ln X_i$	0	$L_{и/обр} = -R \cdot T_0 \cdot \sum X_i \cdot \ln X_i$	0
$exp = R \cdot T_0 \cdot \ln(P/P_0)$	236,1378328	$exp = R \cdot T_0 \cdot \ln(P/P_0)$	236,1378328
$ext = (T - T_0)^2 / T \cdot C_p$	13,58108108	$ext = (T - T_0)^2 / T \cdot C_p$	12026,86813
EX воз КХ2 вх	8399,462277	EX воз КХ2 вых	20412,74933
Эксергия печи К1 газ		Эксергия печи К1 дым газ	
$L_{ж/п} = Q_{п} \cdot (T_{к} - T_0) / T_{к}$	0	$L_{ж/п} = Q_{п} \cdot (T_{к} - T_0) / T_{к}$	2911617,822
$L_{п/обр} = (1/k_{пд}) \cdot I \cdot R \cdot T_0 \cdot \ln(P_0/P_{и})$	8149,743363	$L_{п/обр} = (1/k_{пд}) \cdot I \cdot R \cdot T_0 \cdot \ln(P_0/P_{и})$	8149,743363
$L_{и/обр} = -R \cdot T_0 \cdot \sum X_i \cdot \ln X_i$	304,3091314	$L_{и/обр} = -R \cdot T_0 \cdot \sum X_i \cdot \ln X_i$	2003,815858
$exp = R \cdot T_0 \cdot \ln(P/P_0)$	0	$exp = R \cdot T_0 \cdot \ln(P/P_0)$	0
$ext = (T - T_0)^2 / T \cdot C_p$	0	$ext = (T - T_0)^2 / T \cdot C_p$	145982,3458
EX К1 топливо	8454,052494	EX К1 дым газ	3067753,727
Эксергия печи К2 газ		Эксергия печи К2 дым газ	
$L_{ж/п} = Q_{п} \cdot (T_{к} - T_0) / T_{к}$	0	$L_{ж/п} = Q_{п} \cdot (T_{к} - T_0) / T_{к}$	3335703,102
$L_{п/обр} = (1/k_{пд}) \cdot I \cdot R \cdot T_0 \cdot \ln(P_0/P_{и})$	8149,743363	$L_{п/обр} = (1/k_{пд}) \cdot I \cdot R \cdot T_0 \cdot \ln(P_0/P_{и})$	8149,743363
$L_{и/обр} = -R \cdot T_0 \cdot \sum X_i \cdot \ln X_i$	304,3091314	$L_{и/обр} = -R \cdot T_0 \cdot \sum X_i \cdot \ln X_i$	2003,815858
$exp = R \cdot T_0 \cdot \ln(P/P_0)$	0	$exp = R \cdot T_0 \cdot \ln(P/P_0)$	0
$ext = (T - T_0)^2 / T \cdot C_p$	0	$ext = (T - T_0)^2 / T \cdot C_p$	162612,869
EX К2 топливо	8454,052494	EX К2 дым газ	3508469,53
Эксергия исходного сырья			
$L_{ж/п} = Q_{п} \cdot (T_{к} - T_0) / T_{к}$			131393,3429
$L_{п/обр} = (1/k_{пд}) \cdot I \cdot R \cdot T_0 \cdot \ln(P_0/P_{и})$			8149,743363
$L_{и/обр} = -R \cdot T_0 \cdot \sum X_i \cdot \ln X_i$			8160,201146
$exp = R \cdot T_0 \cdot \ln(P/P_0)$			-955,5065639
$ext = (T - T_0)^2 / T \cdot C_p$			1586,836879
EX исх, Дж/кг			148334,6178

Продолжение таблицы Б.1

Эксергия дизельной фракции	
$L_{ж/п} = Q_{п} * (T_{к} - T_0) / T_{к}$	127788,1405
$L_{п/обр} = (1/k_{пд}) * l * R * T_0 * \ln(P_0/P_{и})$	8149,743363
$L_{и/обр} = -R * T_0 * \sum X_i * \ln X_i$	7101,758847
$exp = R * T_0 * \ln(P_0/P_{и})$	-7422,1424
$ext = (T - T_0)^2 / T * C_p$	13589,53143
EX диз, Дж/кг	149207,0318
Эксергия мазута	
$L_{ж/п} = Q_{п} * (T_{к} - T_0) / T_{к}$	138354,1913
$L_{п/обр} = (1/k_{пд}) * l * R * T_0 * \ln(P_0/P_{и})$	8149,743363
$L_{и/обр} = -R * T_0 * \sum X_i * \ln X_i$	4654,510012
$exp = R * T_0 * \ln(P/P_0)$	-1526,645526
$ext = (T - T_0)^2 / T * C_p$	48462,7551
EX маз, Дж/кг	198094,5542
Эксергия ЛБФ	
$L_{ж/п} = Q_{п} * (T_{к} - T_0) / T_{к}$	74696,56747
$L_{п/обр} = (1/k_{пд}) * l * R * T_0 * \ln(P_0/P_{и})$	8149,743363
$L_{и/обр} = -R * T_0 * \sum X_i * \ln X_i$	5720,614
$exp = R * T_0 * \ln(P/P_0)$	3307,561263
$ext = (T - T_0)^2 / T * C_p$	6,361204013
EX ЛБФ, Дж/кг	91880,8473

Приложение В

Медосмотры согласно приказу Министерства здравоохранения и
социального развития Российской Федерации от 12 апреля 2011 года N 302н

Таблица В.1

Вредное воздействие	Частота прохож- дения медосм- отра	Доктор а	Лабораторные функциональные испытания	Дополнительные противопоказания медицинские
Электромаг- нитное поле радиочастот- ного диапазона (10 кГц - 300 ГГц)	1 раз в 2 года	Невролог Офталь- молог *Эндок- ринолог Дермат- овенеро- лог	Ретикулоцитыбиомикроскопия сред глаза офтальмоскопия глазного дна базофильная зернистость эритроцитов гормональный статус биомикроскопия сред глаза	Катаракта осложненная. Дегенеративно-дистрофические заболевания сетчатки глаз. Выраженные расстройства вегетативной (автономной) нервной системы.
Ультрафиол- етовое излучение	1 раз в 2 года	Дермат- овенеро- лог Офталь- молог Оторино- ларинго- лог Невролог Онколог	Офтальмоскопия глазного дна Биомикроскопия сред глаза Острота зрения	Дегенеративно-дистрофические заболевания сетчатки глаз. Хронические заболевания переднего отрезка глаз. Катаракта. Лагофтальм. Острота зрения без коррекции не ниже 0,5 на одном глазу и 0,2 на другом глазу. Миопия свыше 4,0 Д и/или гиперметропия свыше 3,25 Д при предварительном медицинском осмотре; при периодическом медицинском осмотре миопия свыше 5,0 Д и/или гиперметропия свыше 4,5 Д. Хронические рецидивирующие заболевания кожи и ее придатков с частотой обострения 4 раза и более за календарный год. Заболевания верхних дыхательных путей и кожи, склонные к перерождению (хронический гиперпластический ларингит, гиперкератозы, дискератозы, пигментные множественные папилломы и невусы и другие).

Продолжение таблицы В.1

Производственный шум	1 раз в год	Оториноларинголог Невролог Офтальмолог	Аудиометрия. исследование вестибулярного анализатора	При приеме на работу: Стойкие (3 и более мес.) понижения слуха (одно-, двусторонняя сенсоневральная, смешанная кондуктивная тугоухость) любой степени выраженности. Нарушения функции вестибулярного аппарата любой этиологии. При периодических медицинских осмотрах: в зависимости от степени снижения слуха по классификации количественных потерь слуха у работающих в условиях воздействия шума (1988 г.): легкая степень снижения слуха - не является противопоказанием умеренная степень снижения слуха - является противопоказанием при наличии тяжелой сопутствующей патологии (гипертоническая болезнь 2 - 3 степени; ИБС; язвенная болезнь желудка, двенадцатиперстной кишки в стадии обострения), в остальных случаях вопрос о допуске решается индивидуально. Значительная степень снижения слуха - является абсолютным противопоказанием.
Световая среда (искусственное и естественное освещение)	1 раз в год	Офтальмолог Невролог	Острота зрения Тонометрия Скиаскопия Рефрактометрия Объем аккомодации Исследование бинокулярного зрения Цветовосприятие Биомикроскопия сред глаза. Офтальмоскопия глазного дна	Катаракта осложненная. Дегенеративно-дистрофические заболевания сетчатки глаз. Выраженные расстройства вегетативной (автономной) нервной системы