

перь, когда рынок практически монополизирован Windows-SCADA, прикладные инженеры от этого недопомогания практически избавлены. Однако инженеры, ответственные за эксплуатацию Windows-SCADA, теперь часто рискуют заболеть гораздо более серьезными болезнями. Это могут быть такие болезни психики, как мания преследования, психоз и даже паранойя. Во всяком случае, когда система перестает работать или стала работать "через раз", а антивирусы ничего поймать не могут, легко впасть в депрессию. Факт состоит в том, что целый год (!) Stuxnet распространялся незамеченным.

Избавиться от постоянного напряжения из-за возможной очередной атаки на Windows-SCADA практически невозможно. Ведь никто не знает, какие еще уязвимости будут обнаружены разработчиками вредоносного ПО.

*Фрейдман Андрей Витальевич — зам.директора Научного центра НАУЦИЛУС.
Контактный телефон (495) 939-58-72. [Http://www.nautsilus.ru](http://www.nautsilus.ru)*

МОДЕЛИРОВАНИЕ ПОКАЗАТЕЛЕЙ КАЧЕСТВА

РАЗДЕЛЯЕМЫХ КОМПОНЕНТОВ ПРИ РЕКТИФИКАЦИИ УГЛЕВОДОРОДНЫХ СМЕСЕЙ В УСЛОВИЯХ НЕОПРЕДЕЛЕННОСТИ НЕФТЕПЕРЕРАБАТЫВАЮЩИХ ПРОИЗВОДСТВ

А.В. Тураносов (ООО "КИНЕФ"), Н.В. Лисицын (СПбГТИ (ТУ))

Выполнен анализ влияния неопределенности, обусловленной отсутствием оперативной информации о составе питания ректификационных колонн, на качество разделяемых компонентов углеводородной смеси. На примере колонны блока вторичной перегонки бензина изучена зависимость показателей качества компонентов в зоне их разделения от состава смеси. Обосновывается необходимость и возможность моделирования процесса ректификации в условиях неопределенности. Для прогноза значений показателей качества в условиях неопределенности состава питания разработан виртуальный анализатор.

Ключевые слова: ректификация, неопределенность, нестабильность состава питания, разделяемые компоненты, показатели качества, моделирование.

Введение

Одним из перспективных направлений повышения эффективности процессов нефтепереработки является дальнейшее улучшение их технического оснащения и внедрения современных систем управления (СУ). В составе систем для анализа и прогноза показателей качества используются виртуальные анализаторы (ВА) [1], в частности, при управлении установками первичной переработки нефти для моделирования выходных параметров процесса ректификации углеводородных смесей [2].

Как правило, эти ВА представляют собой детерминированные математические модели (ММ), описывающие временные зависимости между измеряемыми параметрами. Они ориентированы на идеализированные условия работы технологических объектов, при которых изменения одного из основных возмущений — состава потока питания — исключаются. Отсюда имеет место несоответствие результатов прогноза реальным данным, что практически исключает возможность использования результатов прогноза в замкнутом контуре регулирования.

В настоящей работе предпринимается попытка преодолеть эти недостатки за счет использования в

Список литературы

1. Nicolas Falliere, Liam O Murchu, and Eric Chien (Symantec), W32.Stuxnet Dossier, V1.4 (Feb 2011), http://www.symantec.com/content/en/us/enterprise/media/security_response/whitepapers/w32_stuxnet_dossier.pdf
2. Aleksandr Matrosov, Eugene Rodionov, David Harley, Juraj Malcho (ESET), Stuxnet Under the Microscope, Revision 1.1 (September 2010), http://eset.ru/company/viruslab/analytics/doc/Stuxnet_Under_the_Microscope.pdf
3. Анализ кода Stuxnet, Сокращенный перевод на русский язык W32.Stuxnet Dossier, Науцилус, (Март 2011), <http://www.phocus-scada.com/rus/pub/Stuxnet-CodeAnalys-rus.pdf>
4. David E. Sanger, Iran Fights Malware Attacking Computers // New York Times, Sept 25, 2010
5. Ralph Langner, Stuxnet logbook, Oct 1 2010, 1100 hours MESZ <http://www.langner.com/en/2010/10/01/stuxnet-logbook-oct-1-2010-1100-hours-mesz>

структуре ВА переменных, косвенно отражающих изменения состава сырья.

Задачи управления ректификацией углеводородных смесей

Поскольку ректификация — процесс достаточно энергоемкий, затраты на его проведение являются одними из самых существенных составляющих в себестоимости продукции, а задача автоматизации ректификационных установок часто ставится и решается как задача оптимального управления с экономическим критерием качества [3-4].

Так, для бинарных ректификационных колонн, предназначенных для получения одного целевого продукта (например, низкокипящего компонента, отводимого с верха колонны в качестве дистиллята), традиционно ставятся следующие задачи.

Задача 1 — минимизация энергозатрат Q на получение целевого продукта заданной концентрации ($Q \rightarrow \min$) при ограничениях на температуру конца кипения дистиллята $TKK_d = TKK_d^*$ и его отбор $F_d \geq F_d^*$.

Задача 2 — максимизация производительности по целевому продукту (например, $F_d \rightarrow \max$) при ограничении $TKK_d = TKK_d^*$, $Q \leq Q^*$.

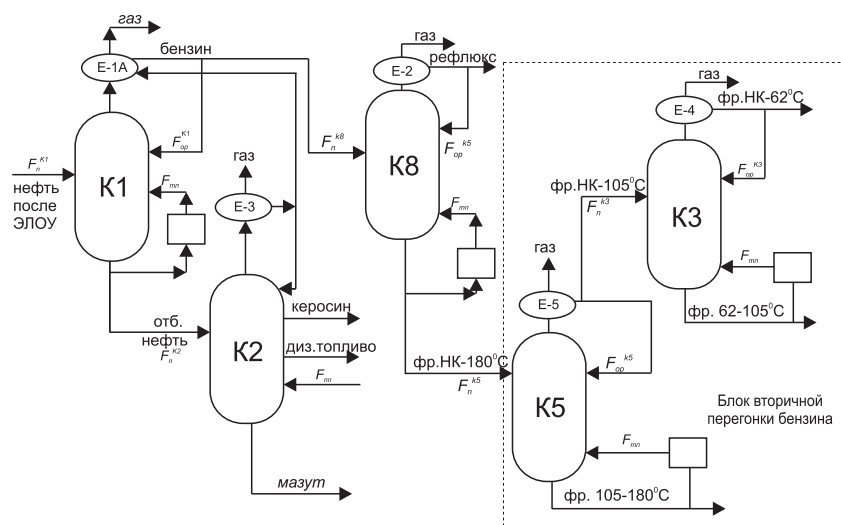


Рис. 1. Схема материальных потоков установки первичной переработки нефти, где F_n , F_{op} , F_d , F_o – расходы питания, орошения, дистиллята и остатка соответствующих колонн, $QK1, \dots, QK8$ – тепло, вносимое теплоносителями в куб соответствующей колонны, $F_{пп}$ – перегретый пар

Для ректификационных колонн, в которых происходит разделение смеси на две фракции, каждая из которых является целевой, ставится задача максимизации раздельной способности колонны (*задача 3*):

$\Theta = TKK_d - THK_o \rightarrow \min$ при ограничениях по качеству дистиллята $TKK_d \leq TKK_d^*$, кубового остатка $THK_o \geq THK_o^*$ и энергозатратах $Q \leq Q^*$ (точнее, значение Θ определяется разностью $T95\%-T5\%$, которая [5, стр. 205-206] не должна быть отрицательной).

Следует отметить, что любой из перечисленных критериев, в конечном счете, функционально взаимосвязан с доходом (или прибылью) [6].

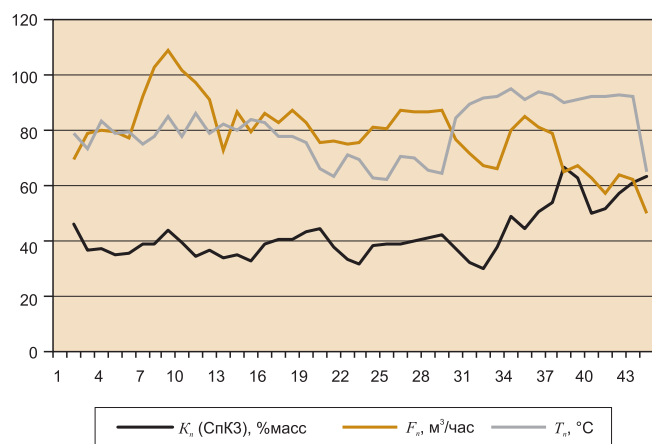


Рис. 2. Динамика основных возмущающих воздействий (по оси абсцисс номера фракционного состава)

Таблица 1. Результаты мониторинга режимов колонны K3 за три года

№	F_n	T_n	K_n	TKK_d	THK_o	Θ	TKK_i	THK_{oi}	Θ_i
	м³/ч	°C	%	°C					
max	108,8	95,0	67,0	85,0	74,0	-14,0	91,0	59,0	36,0
min	57,0	62,4	30,0	41,0	71,51	29,0	58,0	54,0	3,0

Основная проблема реализации указанных задач заключается в выполнении ограничений по качеству целевых продуктов.

Известно [5, стр. 173], что одновременное регулирование показателей качества в зоне раздела компонентов воздействием на T_v и T_n колонны обычно не применяется, так как эти параметры взаимосвязаны и их одновременное регулирование по обратной связи (по показаниям ВА, включенным в замкнутый контур регулирования) может привести к неустойчивости системы регулирования. Поэтому внедряемые на реальных объектах СУ ориентированы на стабилизацию одного из двух показателей качества, определяемого в качестве целевого.

Качество управления процессом в целом оказывается достаточно низким.

Подтверждением тому служат данные о результатах работы колонны K3 установки первичной переработки нефти (рис. 1), оснащенной поточным и виртуальным анализаторами контроля только температуры начала кипения остатка THK_o (фр. НК-105°C), приведенные в табл. 1, на рис. 2 и рис. 3 (а и б), где F_n , T_n и K_n – расход, температура и состав питания; TKK_d – температура конца кипения дистиллята; индексы "э" и "и" соответствуют методам лабораторного контроля, то есть ASTM D86 (по Энглеру) и ASTM D5307 (построения кривых перегонки истинных точек кипения ИТК); K_n – обобщенный показатель качества питания, рассчитываемый по углеводородному со-

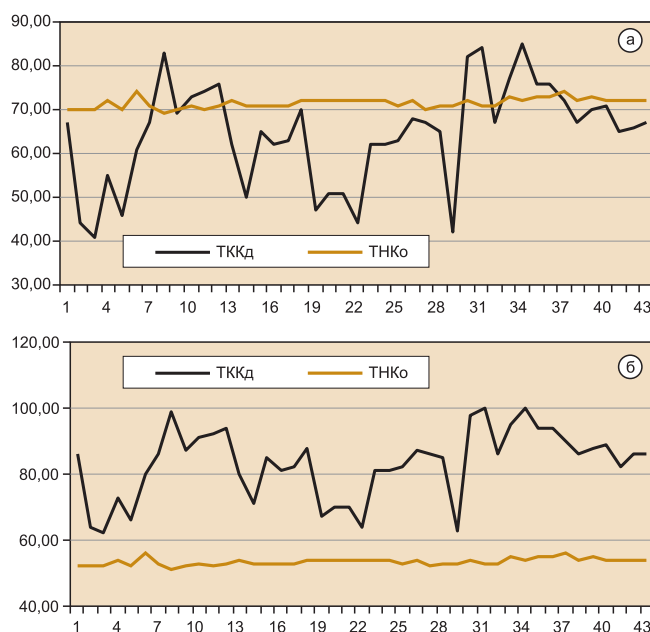


Рис. 3. Динамика выходных параметров, анализируемых по методам Энглера (а) и ИТК (б) (по оси абсцисс номера фракционного состава)

ставу и отражающий концентрацию низкокипящего компонента (НКК) в питании, подлежащего отбору в качестве дистиллята.

Анализ диапазона изменения входных возмущающих воздействий (рис. 2) (F_n , T_n и K_n) и выходных (T_{HK_0} и T_{KK_d}) (рис. 3) переменных подтверждает высокую эффективность системы стабилизации температуры $T_{HK_{00}}$ ($71,51^\circ\text{C} \leq T_{HK_0} \leq 74,0^\circ\text{C}$) и ($54,0^\circ\text{C} \leq T_{HK_0} \leq 59,0^\circ\text{C}$). Однако значения показателя качества зоны раздела (T_{KK_d}) при этом изменяются значительно — в пределах $\pm 20^\circ\text{C}$.

Для оценки эффективности режима работы колонны К3 используются результаты лабораторного контроля по методу ИТК — имитируемой дистилляции, который в отличие от традиционно используемой практически на всех НПЗ разгонки по Энглеру (рис. 3, а), позволяет более реально оценить степень "наложения" кривых перегонки (Θ) (рис. 3, б). Область, заключенная между двумя трендами, есть отражение потерь целевого компонента (фр.62-105 °C) или "балласт" для фракции НК-62. Очевидно, что оптимальное управление любой ректификационной колонны (РК) может быть реализовано только в условиях измеряемости (или наличия косвенных методов оценки) обоих показателей качества, характеризующих зону их раздела и управляемости, то есть наличия возможности воздействия на режим процесса одновременно как минимум по двум каналам управления (например, T_b и T_n , P_b и T_n , F_d и T_n).

Отсутствие же необходимых технических средств контроля состава питания исключает оценку возможностей колонны по взаиморасположению кривых перегонки смежных фракций, характеризующего четкость разделения как одного из локальных критериев оптимизации [5].

В данной работе рассматривается подход к моделированию указанных показателей качества для объектов с контролируемыми промежуточными параметрами (косвенными параметрами), отражающими влияние неконтролируемого возмущения — состава питания применительно к управлению колонной процесса первичной переработки нефти.

Характеристика объекта моделирования

Процесс первичной переработки нефти реализуется на последовательно соединенных колоннах (рис. 1), продукт (дистиллят или остаток) каждой предыдущей колонны является питанием для последующей, и только для колонны К1 питанием является сырая нефть. Качество сырой нефти и целевых продуктов всех колонн определяется либо посредством проведения лабораторных анализов,

Все науки настолько связаны между собой, что легче изучать их все сразу, нежели какую-либо одну из них в отдельности от всех прочих.

Рене Декарт

либо с помощью поточных анализаторов. Практика, однако, показывает, что в некоторых случаях нельзя полагаться на достоверность лабораторных анализов [7], так как их результаты во многом зависят от человеческого фактора (тщательности отбора проб, состояния лабораторного оборудования, квалификации лаборантов и т.д.) и методики лабораторного контроля (что и было показано на рис. 3). Кроме того, лабораторные методы достаточно затратные и у них низкая оперативность. Что касается методов контроля с помощью поточных анализаторов, то они, безусловно, повышают оперативность, но помимо дороговизны приборов они требуют их регулярного квалифицированного обслуживания, в связи с чем использование этих методов весьма ограничено.

Таким образом, отсутствие оперативного контроля состава сырой нефти и качества отбираемых в колоннах компонентов обосновывает актуальность поиска новых косвенных параметров для оценки состава питания и методов моделирования показателей качества разделяемых компонентов с учетом влияния состава питания.

Как было отмечено ранее, для К1 изменение состава питания по сути представляет собой изменение состава сырой нефти, которое происходит нечасто и характеризуется монотонностью (продолжительностью переходного процесса $>10...15$ ч), что в сравнении с динамикой других случайных возмущений (помех) затрудняет оценку его влияния.

Для любой последующей (после К1) колонны изменение состава питания связано не только с изменением состава сырой нефти, но и с нестабильностью (или нарушением) режима на предыдущей колонне, что бывает значительно чаще и эти возмущения ска-

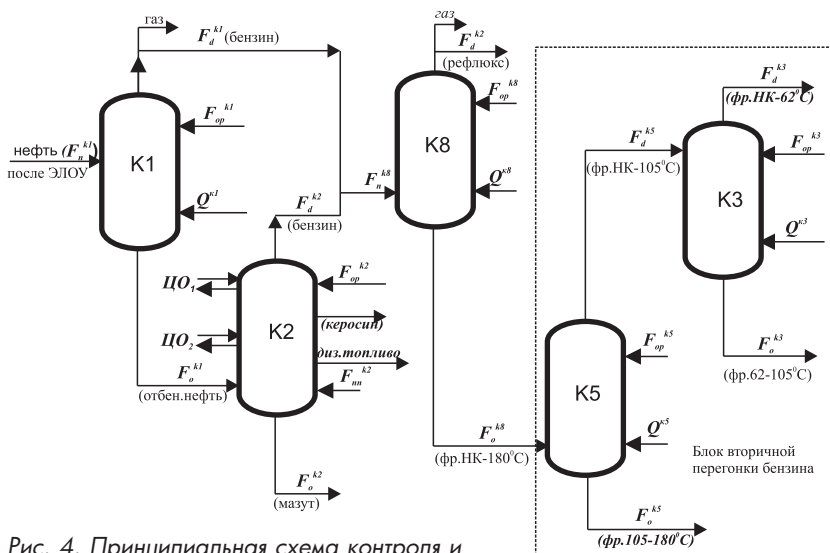


Рис. 4. Принципиальная схема контроля и автоматизации типовой бинарной колонны

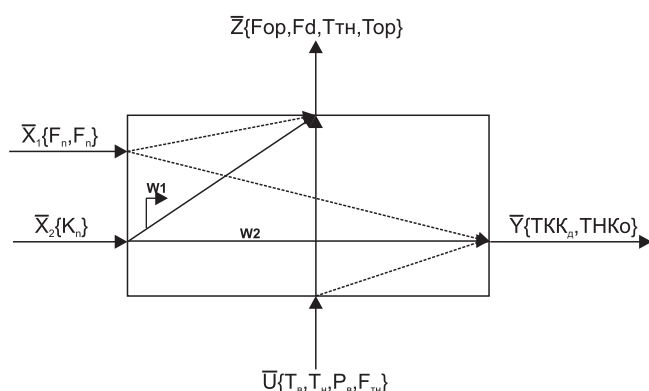


Рис. 5. Схема объекта моделирования

зываются в большей степени. Для оценки влияния состава питания на режим ректификационной колонны в качестве базового объекта моделирования выбрана К5, наиболее подверженная такого рода возмущениям. Этот выбор обосновывается в первую очередь тем, что, в отличие от большинства других колонн, функционирующих в условиях нестабильности питания, здесь существует также реальная возможность реализации теста по изменению состава питания, который достаточно часто подвергается лабораторному контролю, а его результаты могут быть использованы при моделировании зависимости изменения выходных параметров. При этом в качестве выходных или зависимых параметров могут быть рассмотрены не только показатели качества разделяемых компонентов, но и контролируемые промежуточные параметры, отражающие состояние моделируемого объекта, которые традиционно в структуру модели не включаются ввиду их корреляции с компонентами вектора управляющих воздействий.

На рис. 4 представлена принципиальная схема автоматизации и контроля режимов колонны К5, согласно которой в колонне стабилизируется температура верха (T_v) и низа (T_n) колонны, давление верха (P_k) и расход теплоносителя в куб (F_{nn}). В качестве управляющей переменной для стабилизации T_v на уровне задания (31), формируемого оператором по результатам лабораторного анализа дистиллята, используется расход орошения (F_{op}), подаваемого на верхнюю тарелку колонны. Стабилизация T_n на уровне задания (32), корректируемого также по результатам лабораторных анализов, осуществляется воздействием на температуру теплоносителя T_{nn} . Стабилизация P_k в колонне на уровне своего задания (33) осуществляется изменением температуры орошения (T_{op}), уровень в колонне (H_k), как и в емкости орошения (H_E), стабилизируется соответствующим изменением расхода дистиллята (F_d), отводимого из емкости орошения, и расходом кубового остатка (F_o), отводимого с низа колонны.

При стабильных значениях заданий 34 и 35 регуляторам уровней в колонне и емкости орошения отборы дистиллята, как и кубового остатка, являются пере-

менными и функционально зависимыми как от возмущающих воздействий по расходу (F_n), температуре (T_n) и составу (K_n) питания, так и от изменения любого контролируемого параметра, входящего в состав вектора управляющих воздействий ($U \langle T_v, T_n, P_k, F_{nn} \rangle$).

Известно [4], что при моделировании подобных систем следует учитывать сложность структуры объекта управления, стохастичность связей между переменными, неоднозначность поведения при различных условиях, большое число переменных, неполноту и неопределенность исходной информации.

Оценка влияния состава питания

При создании промышленных систем большую роль играет корректность отнесения возмущений (к которым принадлежит состав питания) к двум категориям: наблюдаемые и ненаблюдаемые переменные [9]. Первые могут быть измерены, то есть наблюдаемы, а следовательно, скомпенсированы управляющими воздействиями. Вторые, недоступные для наблюдения и контроля (неизмеряемые по техническим причинам), проявляют себя через изменения состояния объекта и могут быть компенсированы только опосредованно.

Исходя из описания процесса и схемы, представленной на рис. 4, объект моделирования (он же и управления) формально может быть изображен в виде схемы, показанной на рис. 5, где: X_1 — вектор входных контролируемых компонентов (расход и температура питания — F_n и T_n); X_2 — K_n ; U — вектор управляющих (или регулирующих) воздействий, компонентами которого являются температура верха, низа и давление верха в колонне (T_v, T_n, P_k), расход теплоносителя в куб колонны (F_{nn}); Y — вектор регулируемых или стабилизируемых на уровне производственных заданий показателей качества разделяемых компонентов в зоне их раздела (TKK_d и TKK_o); Z — вектор промежуточных контролируемых компонентов (составляющая вектора состояния объекта) — это расходы орошения, дистиллята и кубового остатка (F_{op} , F_d и F_o), температура теплоносителя (T_{nn}); W_1 и W_2 — передаточные функции в условиях постоянства значений компонентов векторов X_1 и U .

На рис. 5 показано, что изменение каждого из компонентов векторов Z и Y может быть связано с изменениями любого из компонентов входных векторов X_1 , X_2 и U . При постоянных значениях контролируемых компонентов векторов X_1 и U изменения компонентов векторов Z и Y определяются только изменениями неконтролируемых компонентов вектора X_2 , то есть изменением состава питания.

Однако на реальной установке стабилизация компонентов векторов X_1 и U на период, необходимый для оценки последствий изменения состава питания по изменению измеряемых компонентов вектора Z , невозможна, так как любые отклонения регулируемых показателей качества (компонентов вектора Y) обязательно сопровождаются коррекцией режима, то

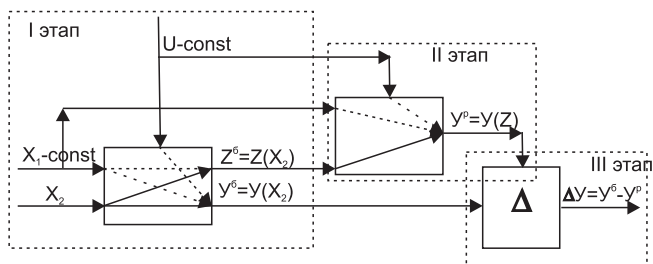


Рис. 6. Этапы поиска косвенных параметров для оценки влияния состава

есть изменением компонентов вектора U , которые в итоге, влияя на компоненты векторов Z и Y , нивелируют влияние изменения состава питания.

Оценить зависимость векторов Z и Y от вектора X_2 возможно, например, методом компьютерного моделирования объекта, который позволяет проведение такого рода экспериментов, только не на самом объекте, а над его компьютерной моделью, тем самым существенно снижая продолжительность испытаний.

Поиск косвенных параметров для оценки влияния состава питания

Для изучения влияния состава питания и оценки степени этого влияния на управляемые компоненты вектора Y требуется информативный массив данных углеводородных составов, который реально отражает возможные состояния объекта при изменении питания колонн. Сложность определения такого массива заключается в том, что компоненты вектора Y , как и состав питания на НПЗ, оцениваются фракционным составом и, как правило, данными разгонки по Энглеру. Результаты такого лабораторного анализа являются косвенными оценками состава питания и по существу не содержат необходимой информации о возможном диапазоне изменения углеводородного состава [4]. Лабораторный контроль с определением полного углеводородного состава питания проводится довольно редко, а именно в периоды, которым, как правило, соответствуют различного рода модернизации технологического оборудования установки, завершающиеся обычно комплексными исследовательскими работами. Опыт показывает, что для выявления периодов, соответствующих значительным изменениям состава питания колонн, требуется достаточно продолжительное (более 3 лет) время мониторинга объекта моделирования.

В результате проведения анализа ретроспективных данных, отражающих этапы различного рода исследований на промышленной установке, определены 30 различных углеводородных составов.

Для компьютерного моделирования использовалась программа имитационного моделирования UniSim Design.

С целью изучения оценки влияния изменения только состава питания (рис. 6, этап I) при постоянных значениях векторов X_1 и U проведены расчеты фракционных составов дистиллята и кубового остат-

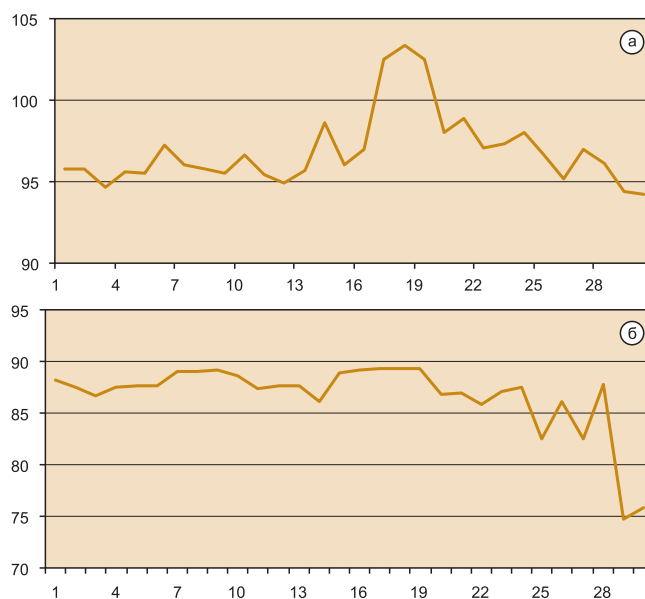


Рис. 7. Изменение TCC_d (а) и TNC_o (б) в зависимости от углеводородного состава (по оси абсцисс номера углеводородного состава)

ка, из которых для последующего анализа отобраны значения TCC_d и TNC_o , то есть регулируемые компоненты вектора Y . Одновременно определялись зависимости контролируемых компонентов вектора Z , которые предполагается рассматривать в качестве косвенных параметров, отображающих основные свойства компонентов вектора X_2 . В качестве исходной информации использованы данные углеводородных составов и средние значения следующих режимных параметров колонны K_5 : температура верха $T_v = 108^\circ\text{C}$, температура низа $T_n = 153^\circ\text{C}$, давление верха колонны $P_v = 320$ кПа, давление в емкости орошения $P_e = 290$ кПа, давление низа $P_n = 370$ кПа, расход теплоносителя $F_{тн} = 140$ т/ч, расход питания $F_n = 120$ т/ч, температура питания $T_n = 175^\circ\text{C}$, давление питания $P_n = 966,4$ кПа.

На следующем этапе (рис.6, этап II) определяется зависимость $Y=Y(Z)$, рассчитываются значения компонентов вектора Y и снабжаются верхним индексом "р". Возможность замены влияния неизмеряемого на потоке вектора X_2 отдельными компонентами вектора Z определяется на третьем этапе (рис.6, этап III). Результаты расчета отражены на рис. 7 (а,б), откуда видно, что имеется зависимость компонентов вектора Y от вектора X_2 , то есть $Y = Y(X_2)$, где $X_2 = X_2(c_i)$, $i = 1...67$ (число индивидуальных углеводородов одного анализа), c_i — концентрация i -го индивидуального углеводорода, и что состав питания весьма существенно влияет на показатели качества разделяемых компонентов ($94 \leq TCC_d \leq 103,4^\circ\text{C}$ и $74,7 \leq TNC_o \leq 89,3^\circ\text{C}$).

При формировании массива данных углеводородных составов в качестве одного из критериев их различия (или информативности) рассматривался разброс значений концентрации низкипящего компонента (НKK) в питании C_n , которая в качестве обоб-

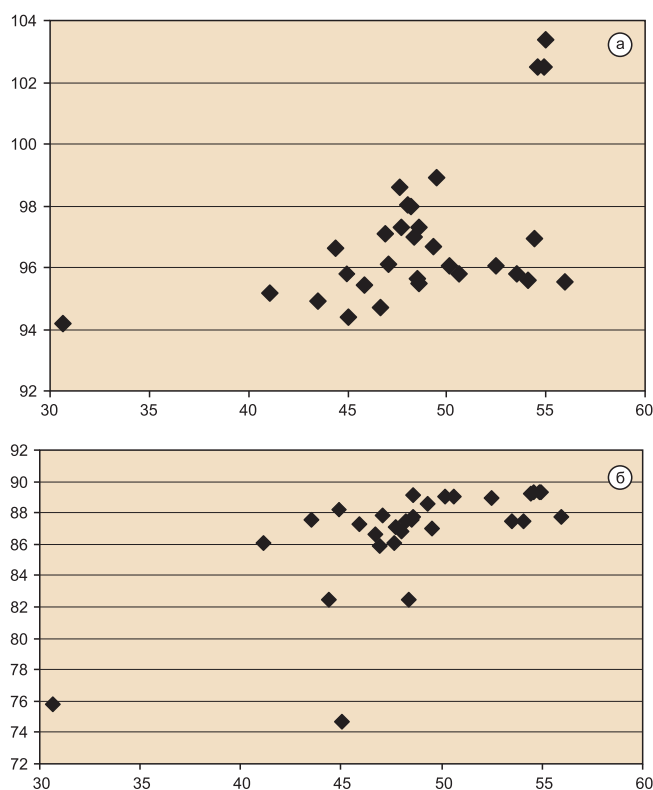


Рис. 8. Зависимость TCC_d (а) и TNC_d (б) от концентрации НКК в питании (C_n)

щенного параметра используется в публикациях при теоретических расчетах РК [6] и моделировании их режимов [4, 10]. Однако результаты корреляционного анализа, представленные на рис.8 для используемых в расчетах массивов углеводородных составов, исключают наличие приемлемой степени идентичности $Y(X_2)$ и $Y(C_n)$. При коэффициентах корреляции: между TCC_d и C_n равных 0,51, между TNC_d и C_n равных 0,67, степень идентичности Q соответственно равна $Q_1 = 0,26$ и $Q_2 = 0,45$. Например, из рис. 8 (а) очевидно, что при $C_n = 56\%$ значения $TCC_d = 95,6...103,4^\circ\text{C}$, или значению $TCC_d = 95,6^\circ\text{C}$ соответствуют величины C_n в интервале 45,0...56,0%.

Следовательно для отображения многокомпонентного углеводородного состава, где $i \geq 50$, одного обобщенного параметра, в частности C_n , недостаточно. Моделирование зависимости $Y = Y(X_2)$ без введения дополнительных обобщенных параметров вектора X_2 практически нереализуемо. Получение модели $Y = Y(X_2)$ на данном этапе исследования не рассматривается. Кроме того, даже после введения дополнительных обобщающих параметров, получение зависимости $Y = Y(X_2)$ может иметь смысл только для оценки достаточности введенных обобщенных параметров для замены ими лабораторных анализов, так как все эти параметры получаются из анализов полного углеводородного состава, информация о котором отсутствует.

На данном этапе определяется возможность идентификации $Y(Z)$, где вектор Z при постоянных X_1 и U реально отражает изменения состава питания.

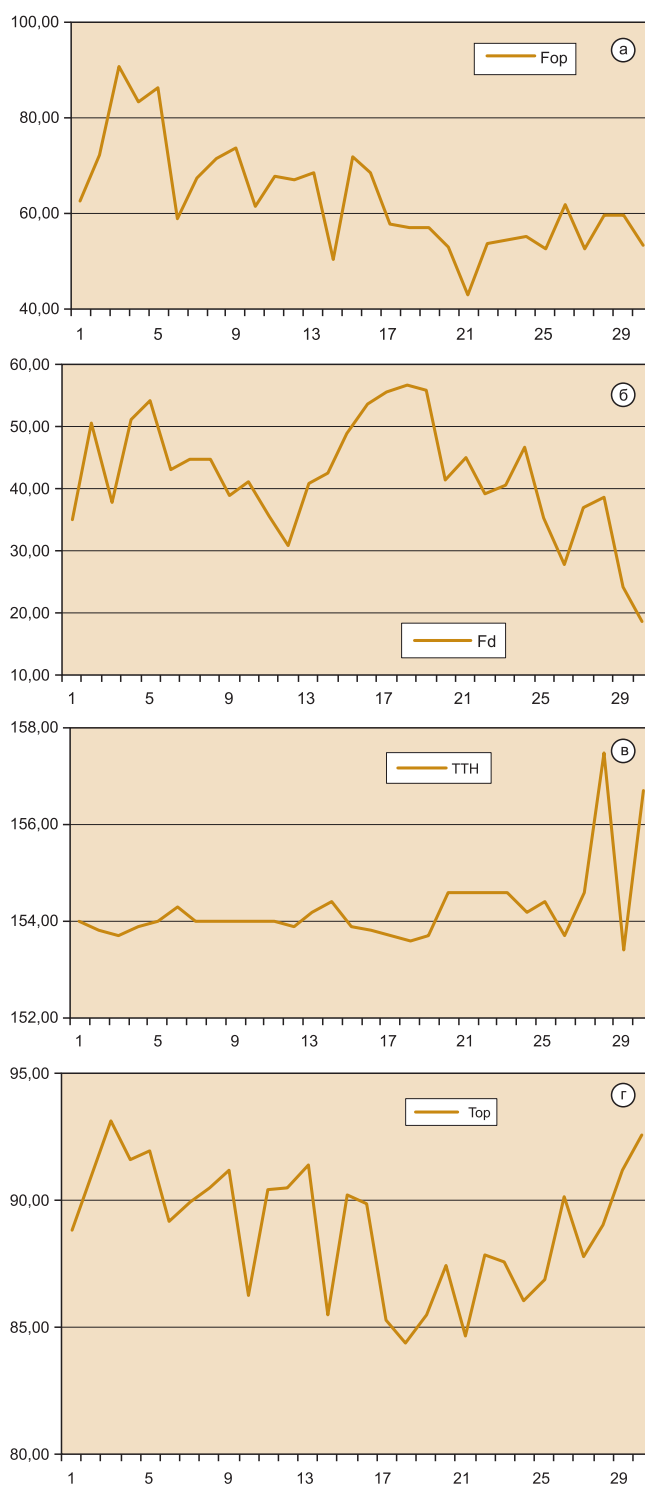


Рис. 9. Изменение z_1 (а), z_2 (б), z_3 (в) и z_4 (г) в зависимости от углеводородного состава (на оси абсцисс номера углеводородных составов)

Для оценки возможности одновременного расчета фракционных составов, расходов дистиллятов и кубового остатка рассчитывались значения всех контролируемых компонентов вектора Z : $F_{op}(z_1)$, $F_d(z_2)$, $T_{th}(z_3)$, $T_{op}(z_4)$, которые сведены в табл. 2 и являются исходным массивом данных для моделирования зависимости $Y(Z)$. Значимость (или информативность) каждого из этих компонентов оценива-

Таблица 2. Результаты расчетов моделируемых параметров

№	C _n	Z (UniSim)				Y (UniSim)			Y (по уравнениям)		
		z ₁ ^б	z ₂ ^б	z ₃ ^б	z ₄ ^б	y ₁ ^б	y ₂ ^б	y ₃ ^б	y ₁ ^р	y ₂ ^р	y ₃ ^р
		F _{оп}	F _д	T _{тн}	T _{оп}	ТКК _д	ТНКо	y ₁ -y ₂	ТКК _д	ТНКо	y ₁ -y ₂
		т/ч	т/ч	°C							
1	44,92	62,6	35,1	154,00	88,85	95,8	88,2	7,59	96,1	85,0	11,10
2	53,53	72,1	50,6	153,80	90,97	95,8	87,5	8,29	98,2	87,2	11,05
3	46,67	90,8	37,9	153,70	93,11	94,7	86,6	8,09	95,3	88,9	6,41
...											
28	47,04	59,6	38,5	157,50	89,04	96,1	87,8	8,30	96,9	87,8	9,08
29	45,00	59,7	24,2	153,40	91,17	94,4	74,7	19,71	95,1	79,1	15,99
30	30,64	53,4	18,5	156,70	92,56	94,2	75,8	18,40	94,7	74,6	20,15
средн.	48,54	63,13	41,86	154,26	88,92	96,91	86,64	10,27	97,71	85,83	11,88
min	30,64	43,10	18,50	153,40	84,37	94,20	74,70	6,40	94,73	74,58	6,41
max	55,94	90,80	56,60	157,50	93,11	103,37	89,30	19,71	103,16	88,94	20,15

лась коэффициентами корреляции и результатами регрессионного анализа. Степень идентичности ММ Y(Z) и Y(X2) определялась при различных сочетаниях z_i, вводимых в структуру модели в качестве переменных. Последовательность расчетов для ТКК_д или y₁ приведена ниже.

Рассчитанные в компьютерной системе UniSim Design компоненты векторов Z и Y в зависимости от углеводородных составов приняты как базовые и представлены в табл. 2 с индексом "б".

На рис. 9 отображены основные результаты расчета наиболее значимых промежуточных параметров (компонентов вектора Z), откуда следует, что изменение питания существенно влияет на компоненты вектора Z.

Анализ корреляционных связей y₁ (ТКК_д) и y₂ (ТНКо) с компонентами вектора Z выявил следующую последовательность степени их влияния:

$$K_4^1 = K_4^1(y_1, z_4) = -0,83 \quad K_2^2 = K_2^2(y_2, z_2) = 0,72, \quad (1)$$

$$K_2^1 = K_2^1(y_1, z_2) = 0,64 \quad K_3^2 = K_3^2(y_2, z_3) = -0,29, \quad (2)$$

$$K_1^1 = K_1^1(y_1, z_1) = -0,46 \quad K_1^2 = K_2^2(y_2, z_1) = 0,28, \quad (3)$$

$$K_3^1 = K_3^1(y_1, z_3) = -0,17 \quad K_4^2 = K_4^2(y_2, z_4) = -0,25. \quad (4)$$

В выражениях (1) – (4) нижний индекс при K соответствует нижнему индексу при z, а верхний индекс при K соответствует нижнему индексу при y.

На следующем этапе строятся регрессионные модели, отражающие зависимость показателей качества (компонентов вектора Y) от наиболее значимых (согласно выражениям (1-4)) компонентов контролируемых векторов Z и Y:

$$y_1^1 = 3,067 + 3,305z_2 + 0,99z_4 - 0,036z_2z_4, \quad (5)$$

$$y_1^2 = 64,519 + 0,096z_1 + 0,953z_2 - 0,009z_1z_2 + 6,455z_1/z_2, \quad (6)$$

$$y_2 = 52,231 + 0,81z_1 + 0,762z_2 - 0,014z_1z_2 - 7,299z_1/z_2. \quad (7)$$

с последующим сравнением рассчитанных по уравнениям (6) и (7) компонентов вектора Y с базовыми из табл. 2. Результаты сравнения отражают коэффициенты корреляции $K_1(y_1^1, y_1^б) = 0,98$ (5), $K_2(y_1^2, y_1^б) = 0,96$ (6) и $K_3(y_2, y_2^б) = 0,92$ (7).

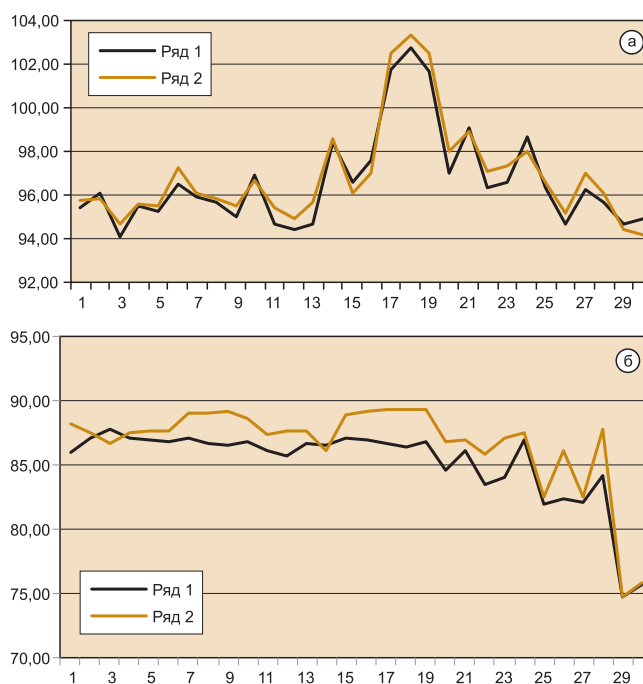


Рис. 10. Сравнение зависимостей: (а) $y_1(z)$ (ряд 1) и $y_1^б$ (ряд 2), (б) $y_2(z)$ (ряд 1) и $y_2^б$ (ряд 2) (по оси абсцисс номера углеводородных составов)

Сопоставление значений степени идентичности уравнений (5) и (6), полученной с учетом введения z₂ вместо z₄ показывает, что степень идентичности уравнения (6) моделируемому объекту снижается всего на 4%.

Коэффициенты корреляции отражают высокую воспроизводимость результатов, полученных на основе углеводородного состава, рассчитанными по математической модели значениями компонентов вектора Y в зависимости от компонентов вектора Z. Таким образом, влияние неконтролируемого углеводородного состава питания можно заменить влиянием контролируемых компонентов вектора Z. Следовательно, структура итоговых уравнений должна включать как минимум два компонента вектора Z.

На рис. 10 представлены кривые $y_1(z)$, $y_2(z)$, рассчитанные по уравнениям (6, 7), и $y_1^б$, $y_2^б$, из которых

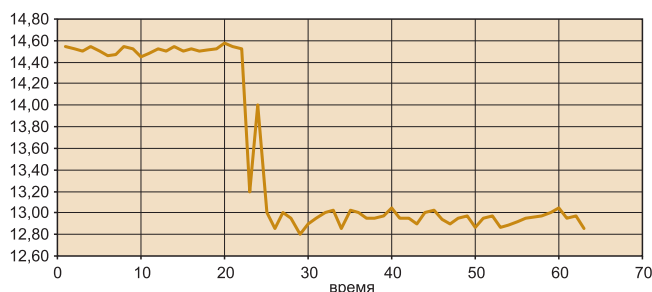


Рис. 11. Изменение отбора рефлюкса из колонны К8, направленное на вовлечение в остаток этой колонны углеводов до С6

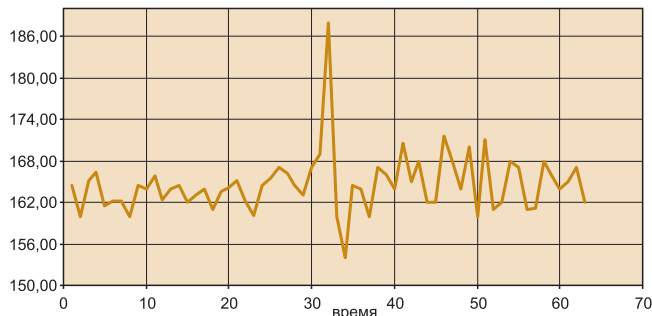


Рис. 12. Изменение расхода питания колонны К5

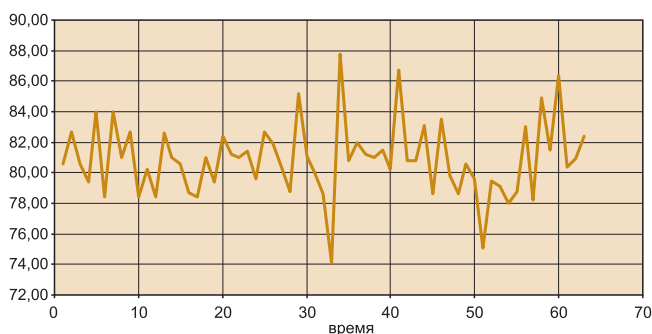


Рис. 13. Изменение отбора дистиллята из К5, вызванное изменением состава питания и соответствующей реакцией ВА на это изменение

наглядно видно, что контролируемые промежуточные параметры $z_1(F_{op})$ и $z_2(F_d)$, то есть компоненты вектора Z весьма приемлемо отражают влияние углеводородного состава на показатели качества разделяемых компонентов в зоне их раздела.

Последующие этапы оценки зависимости регулируемых показателей качества разделяемых компонентов от каждого из контролируемых возмущающих (F_n , T_n) и управляющих (T_b , T_n , P и т.д.) воздействий предполагается проводить только с учетом конкретного состояния объекта, характеризуемого значениями F_{op} и F_d .

Апробация результатов

Полученные результаты были использованы для получения зависимости $Y = Y(X_1, U, Z)$, то есть зависимости компонентов вектора Y от измеряемых компонентов векторов — X_1 , U , и через компоненты вектора Z (промежуточных координат) — от неизмеряемых компонентов вектора X_2 .

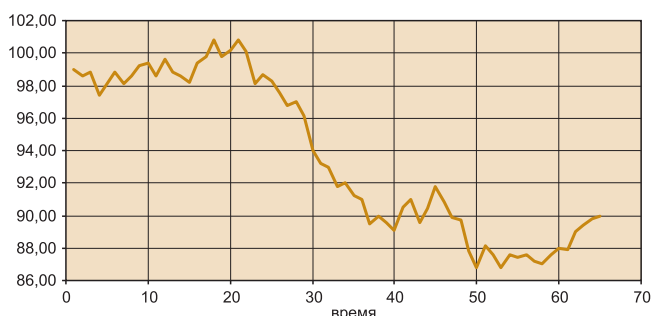


Рис. 14. Изменение расхода орошения в К5 по результатам реакции ВА

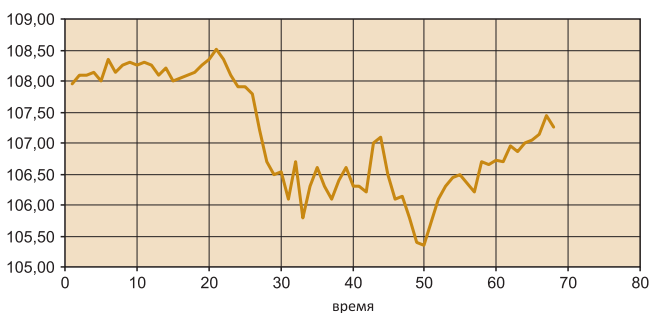


Рис. 15. Изменение T_b , отработанное ВА

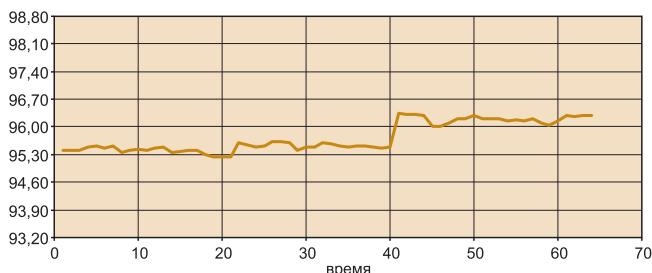


Рис. 16. Изменение ПК ($\Delta T_{KKd} = \pm 0,5^\circ C$) по завершении переходного процесса, вызванного компенсацией возмущающего воздействия

На рис. 11-16 отражены основные результаты работы внедренного на ООО "Кинэф" ВА, основанного на полученной зависимости и предназначенного для стабилизации ТКК дистиллята, отводимого с верха К5, при изменении состава питания колонны К5. Изменению состава питания К5 осуществлено целенаправленным снижением отбора рефлюкса из К8 на величину $\Delta F_{op} = -1,5 \text{ м}^3/\text{ч}$ (рис. 11), что привело к увеличению и расхода питания (рис. 12). Возмущения такого рода при стабилизированных значениях компонентов вектора U сопровождаются изменением значений компонентов вектора Z , то есть в данном случае увеличением отбора дистиллята (рис. 13) и снижением расхода орошения в К5 (рис. 14).

Тренды, приведенные на рис. 11-16, получены в режиме on-line с использованием SCADA-системы InTouch, базирующейся на программном продукте Industrial Soft Server.

Внедренные на промышленном объекте в замкнутом контуре ВА, основанные на полученной зависимости $Y = Y(X_1, U, Z)$, оперативно и адекватно реагируют на изменения компонентов вектора Z — F_{op} и

F_d и практически без какого-либо запаздывания отрабатывают корректирующее воздействие на компоненты вектора U .

Выводы

1. Показано, что решение задачи оптимального управления процессом ректификации углеводородных смесей нефтепереработки возможно только при наличии оперативной информации о показателях качества разделяемых компонентов в зоне их раздела.

2. Установлено, что, поскольку контролируемые переменные — расход орошения и отбор дистиллята — позволяют косвенно оценивать влияние состава питания на показатели качества разделяемых компонентов, они должны входить в состав параметров модели предложенного ВА.

3. Эффективность ВА подтверждена в ходе апробации результатов исследования на действующей промышленной установке ООО "Кинеф".

Список литературы

1. Бахтадзе Н.Н. Виртуальные анализаторы (Идентификационный подход). Автоматика и телемеханика, №11, 2004.
2. Вильям М. Кенни, Денис Сима. Анализ процессов нефтепереработки с точки зрения оптимизации управления и усовершенствованное управление установками первичной переработки нефти. Нефть России. Информационные технологии, средства автоматизации и поддержки принятия решений. Специальный выпуск. 2008.
3. Лисицын Н.В. Оптимизация нефтеперерабатывающего производства. СПб.: Химиздат. 2003.
4. Автоматическое управление в химической промышленности: Уч. для вузов. Под ред. Е.Г. Дудникова. Химия. М. 1987.
5. Расчеты основных процессов и аппаратов нефтепереработки. Справочник. Химия. М. 1979.
6. Кузнецов В.Г., Кадыров Д.Б., Тыщенко В.А. Контроль температур раздела и наложений смежных фракций нефти как способ сопряжения глобального и локального критериев оптимизации. Нефтепереработка и нефтехимия. 2005. №1.
7. Костенко А.В., Мусаев А.А., Тураносов А.В. Виртуальный анализатор сырьевых потоков. // Нефтепереработка и нефтехимия: НТИС. М.: ЦНИИТЭнефтехим, 2006. №1.
8. Фитерман М.Я. Роль информации и идентификации при создании АСУ // Промышленные АСУ и контроллеры. 2008. №12.
9. Неуймин Я.Г. Модели в науке и технике: история, теория, практика. Л. 1984.
10. Анисимов И.В., Бодров В.И., Покровский В.Б. Математическое моделирование и оптимизация ректификационных установок. Химия. М. 1975.

*Андрей Владимирович Тураносов — начальник установки ООО "КИНЕФ",
Николай Васильевич Лисицын — д-р техн. наук, ректор СПбГТИ(ТУ).
Контактный телефон (812) 710-13-56. E-mail: Turanov_A_V@kinef.ru*

Emerson автоматизирует одну из крупнейших тепловых электростанций в Европе

Российская энергетическая компания "Э.ОН Россия" выбрала компанию Emerson Process Management генеральным подрядчиком по автоматизации энергоблока №3 крупнейшей тепловой электростанции России — Сургутской ГРЭС-2. Автоматизация газового блока мощностью 800 МВт позволит операторам эффективно управлять тепломеханическим оборудованием, сократить расход топлива и повысить операционную надежность.

Имея установленную мощность 5600 МВт, Сургутская ГРЭС-2 является одной из крупнейших тепловых электростанций в Европе, работающих на природном газе. Она также является крупнейшей станцией "Э.ОН Россия", входящей в состав международного энергетического концерна E.ON.

Для достижения максимального экономического эффекта компания Emerson внедрит архитектуру управления PlantWeb на базе ПТК Ovation на газовом блоке мощностью 800 МВт, что обеспечит полное управление NG. Прогностическое ПО AMS Suite обеспечит диагностику состояния средств измерений, а система защитного и прогностического мониторинга CSI 6500 Machinery Health Monitor будет контролировать работу оборудования турбоагрегата, питательных турбонасосов и тягодутьевых механизмов.

Системное решение от Emerson отвечает требованиям к комплексному решению и позволяет улучшить

управляемость энергоблоком. Компания сохранит преемственность операторского интерфейса для легкой адаптации персонала к новой системе. Такой подход обеспечит операторам удобство работы и позволит использовать все преимущества решения Emerson на базе ПТК Ovation.

Компания Emerson, как генподрядчик, выполнит весь комплекс работ по автоматизации энергоблока №3, включая предпроектное обследование, проектирование и поставку системы управления, комплекта КИПиА и регуливающей арматуры. Emerson также выполнит модернизацию системы регулирования турбоагрегата, включая его гидравлическую часть, системы регулирования питательных турбонасосов и системы управления розжигом горелок котла. Будет проведена реконструкция помещения блочного щита управления энергоблока №3, монтаж, наладка, пуск блока в опытную эксплуатацию, проведение испытаний на соответствие стандарту СО-ЦДУ ЕЭС 001-2005 на участие энергоблоков теплоэлектростанции в нормированном первичном и автоматическом вторичном регулировании частоты.

Модернизация энергоблока ст. №3 запланирована на лето 2012 г в период его останова на капитальный ремонт.

Http://www.EmersonProcess.com и www.metran.ru